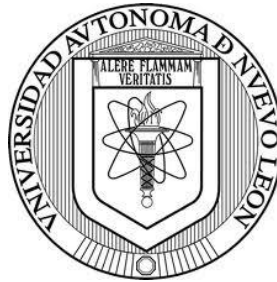


UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO



**“ANÁLISIS DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN HORNOS
REGENERATIVOS PARA VIDRIOS SÓDICO CÁLCICOS”**

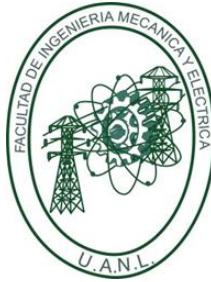
POR

ING. FRANCISCO GUSTAVO SERNA COLUNGA

Como requisito parcial para obtener el Grado de Maestría en Ciencias de los
Materiales Cerámicos con Orientación en Vidrio

OCTUBRE 2014

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN
FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO



**“ANÁLISIS DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN HORNOS
REGENERATIVOS PARA VIDRIOS SÓDICO CÁLCICOS”**

POR

ING. FRANCISCO GUSTAVO SERNA COLUNGA

Como requisito parcial para obtener el Grado de Maestría en Ciencias de los
Materiales Cerámicos con Orientación en Vidrio

OCTUBRE 2014

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA DE NUEVO LEÓN

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICA Y ELÉCTRICA DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

Los miembros del comité de tesis recomendamos que la tesis “Análisis de la transferencia de calor en hornos regenerativos para vidrios sódico cálcicos” realizada por el alumno Ing. Francisco Gustavo Serna Colunga, matrícula 1347616 sea aceptada para su defensa como opción al grado de Maestro en Ciencias de los Materiales Cerámicos con Orientación en Vidrio.

El Comité de Tesis

Dr. Jorge Ibarra Rodríguez
Asesor

Dra. Bertha Alicia Vázquez Méndez
Co-asesor

Dr. Juan Jacobo Ruiz Valdés
Co-asesor

AGRADECIMIENTOS

A **Dios** que me otorgó sabiduría y paciencia para comenzar y terminar este proyecto.

Al **Dr. Jorge Ibarra Rodríguez**, por su asesoría y paciencia hacia mí, que a pesar de no tener formación básica en el campo de la termodinámica supo cómo ayudarme en este tema.

Al **Dr. Juan Jacobo Ruiz Valdés**, por permitirme usar sus equipos de caracterización e instalaciones durante el desarrollo del proyecto.

A la **Dra. Bertha Alicia Vázquez Méndez** por sus valiosos consejos y sugerencias durante el desarrollo del proyecto.

Un agradecimiento muy especial a la **Lic. Ana María Balderas Peña**, la **Ing. Paula Teresa Villarreal** y al **Dr. Isaías Juárez Ramírez** por permitirme ser parte de este proyecto y por su apoyo incondicional durante todo el proceso.

Y en general a todas y cada una de las personas que de una u otra forma contribuyeron en el desarrollo de esta tesis.

Muchas gracias.

DEDICATORIAS

A mis padres: Sr. Sergio Gustavo Serna Marroquín y Sra. María de Lourdes Colunga Rosales

A mi hermana: Ana Elenaí Serna Colunga

A mis sobrinas: Melani Monserrat Guardiola Serna y Briana Alexia Guardiola Serna.

A mis familiares y amigos.

A mis maestros

Todos y cada uno de ellos han influido en mi vida de una manera especial, estimulando mi desarrollo y superación por lo que me han convertido en el hombre que soy ahora, espero cumplir siempre con sus expectativas y no defraudarlos.

ÍNDICE

Agradecimientos	Pág. iv
Dedicatorias	v
Lista de símbolos	10
Índice de tablas	15
Índice de figuras	17
Resumen	20
Capítulo 1 “Introducción”	21
1.1.- <u>Historia del vidrio</u>	21
1.2.- <u>Importancia del vidrio</u>	22
1.2.1.- Importancia en el entorno	22
1.2.2.- Definición de vidrio	23
1.2.3.- Clasificación de materias primas	23
1.2.4.- Proceso del vidrio	24
1.3.- <u>Planteamiento del problema</u>	25
1.3.1.- Antecedentes respecto a estudios de fusión de vidrio	25
1.3.2.- Importancia del análisis de la transferencia de calor en hornos para la fabricación de vidrio	26
1.3.3.- Justificación del proyecto	27
Capítulo 2 “Marco teórico”	28
2.1.- <u>Situación actual del conocimiento en el área de Investigación</u>	28
2.1.1.- Simulación de hornos de fusión de vidrio	28
2.1.1.2.- <i>Modelos basados en balances de energía y masa</i>	28
2.1.1.3.- <i>Programas computacionales para la simulación numérica de hornos de vidrio</i>	34
2.1.1.3.1.- <i>Simulación numérica del espacio del lote de materia</i>	35

2.1.1.3.2.- Simulación numérica del espacio de combustión	38
2.1.1.3.3.- Simulación del espacio del vidrio	43
2.1.1.3.4.- Convección en el espacio del vidrio	48
2.2.- <u>Hipótesis</u>	50
2.3.- <u>Objetivos</u>	50
2.4.- <u>Metas</u>	50
2.5.- <u>Metodología</u>	51
Capítulo 3 “Balance de energía”	53
3.1.- <u>Introducción al balance de energía</u>	53
3.1.1.- Balance de energía en sistemas cerrados	54
3.1.2.- Balance de energía en sistemas abiertos en estado estacionario	54
3.1.3.- Condiciones del sistema en estudio	55
3.1.4.- Variables de operación	56
3.2.- <u>Entradas de energía</u>	57
3.2.1.- Calor físico del gas natural (Metano, CH ₄)	57
3.2.2.- Reacción de combustión	57
3.2.3.- Calor físico del oxígeno	58
3.2.4.- Calor físico del aire	58
3.2.5.- Calor físico de mezcla de materias primas	59
3.3.- <u>Salidas de energía</u>	60
3.3.1.- Calor requerido por las materias primas	61
3.3.1.1.- <i>Composición del vidrio en estudio</i>	61
3.3.1.2.- <i>Caracterización de materias primas</i>	63
3.3.1.3.- <i>Ejemplo de cálculo y resultados</i>	65
3.3.2.- Evaporación del agua del lote de materias primas	67
3.3.3.- Gases de combustión	69
3.3.3.1.- <i>Productos del sistema gas natural + aire</i>	69
3.3.3.2.- <i>Productos del sistema gas natural + oxígeno</i>	70
3.3.3.3.- <i>Productos por descomposición de materias primas</i>	72
3.3.4.- Radiación en el exterior del horno	73
3.3.5.- Pérdidas por descuidos o fugas	73
3.3.6.- Pérdidas de energía a través de la estructura del fundidor	74
3.3.6.1.- <i>Pérdidas de energía a través de los muros laterales de la superestructura del fundidor</i>	74
3.3.6.2.- <i>Pérdidas de energía a través de la bóveda del fundidor</i>	75
3.3.6.3.- <i>Pérdidas de energía a través del muro delantero de la superestructura del fundidor</i>	76

3.3.6.4.- Pérdidas de energía a través del muro trasero de la superestructura del fundidor	77
3.3.6.5.- Pérdidas a través de la taza del fundidor	77
3.3.6.5.1.- Coeficiente de transferencia de calor por convección del vidrio	77
3.3.6.5.2.- Pérdidas de energía a través de los muros laterales de la taza de fusión	78
3.3.6.5.3.- Pérdidas de energía a través de los muros trasero y delantero de la taza de fusión	79
3.3.6.5.4.- Pérdidas de energía a través del piso de la taza de fusión	79
Capítulo 4 “Modelo de transferencia de calor por radiación”	80
4.1.- <u>Método de resolución empleado</u>	80
4.2.- <u>Solución al método directo</u>	82
4.2.1.- Emisividad y absorptividad de gases	82
4.2.2.- Factores de visión de las superficies del espacio de combustión	88
4.2.3.- Arreglo matricial y resultados de radiosidades del método directo	91
Capítulo 5 “Diseño de taza de fusión”	95
5.1.- <u>Introducción</u>	95
5.2.- <u>Diseño de taza de fusión</u>	96
5.2.1.- Balance de calor	98
5.2.2.- Radiación en el espacio de combustión	104
Capítulo 6 “Resultados y discusiones”	107
6.1.- <u>Balance de energía</u>	107
6.1.1.- Entradas de energía	107
6.1.1.1.- Calor físico del gas natural	107
6.1.1.2.- Reacción de combustión	108
6.1.1.3.- Calor físico del oxígeno	108
6.1.1.4.- Calor físico del aire	108
6.1.1.5.- Calor físico de mezcla de materias primas	109
6.1.2.- Salidas de energía	109
6.1.2.1.- Calor requerido por las materias primas	109
6.1.2.2.- Evaporación del agua del lote de materias primas	109
6.1.2.3.- Gases de combustión	110
6.1.2.4.- Radiación en el exterior del horno	110
6.1.2.5.- Pérdidas por descuido o fugas	111
6.1.2.6.- Pérdidas de energía a través de la estructura del fundidor	111

6.1.3.- Resultados del balance de energía	111
6.2.- <u>Modelo de radiación</u>	114
6.3.- <u>Diseño de taza de fusión</u>	115
Capítulo 7 “Conclusiones”	118
7.1.- <u>Balance de energía</u>	118
7.2.- <u>Modelo de radiación</u>	119
7.3.- <u>Diseño de taza de fusión</u>	119
Referencias bibliográficas	121
Anexo A	124
<u>Ecuaciones de calor específico y conductividades térmicas de diversos materiales</u>	125
Anexo B	130
<u>Desarrollo de cálculos</u>	131
Anexo C	179
<u>Caracterización de materias primas</u>	180
Anexo D	185
<u>Termografías de las superficies exteriores del horno</u>	186

LISTA DE SIMBOLOS

Capitulo	Símbolo	Término	Unidad SI
3	P_{fc}	Capacidad del horno.	Kg/seg
3	Q_{fg}	Calor físico gas natural	kW (kJ/seg)
3	C_{fg}	Capacidad calorífica volumétrica del gas natural	$\text{kJ/m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$
3	t_{fg}	Temperatura ingreso gas natural	$^\circ\text{C}$
3	Q_{comb}	Calor liberado por combustión	kJ/h
3	B_g	Tasa de consumo de gas natural	m^3/h
3	Q_{low}^w	Poder calorífico inferior del combustible	J/m^3
3	Q_o	Calor físico del oxígeno	kW (kJ/s)
3	c_o	Capacidad calorífica volumétrica del oxígeno	$\text{kJ/m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$
3	t_o	Temperatura ingreso oxígeno	$^\circ\text{C}$
3	B_o	Tasa consumo oxígeno	m^3/s
3	Q_a	Calor físico del aire	kW (kJ/s)
3	c_a	Capacidad calorífica volumétrica del aire	$\text{kJ/m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$
3	t_a	Temperatura ingreso aire	$^\circ\text{C}$
3	B_a	Tasa consumo aire	m^3/s

Capitulo	Símbolo	Término	Unidad SI
3	m	moles	moles
3	$\dot{Q}_{m.prima}$	Flujo de calor de “x” materia prima	cal/ton vidrio (J/ton vidrio)
3	Cp	Capacidad calorífica	cal/mol K (J/ gr °C)
3	Q_{mat}	Calor entregado por materias primas	kJ/h
3	ΔH_{TOTAL}	Energía requerida para la formación de vidrio	J/ton vidrio
3	ΔH_{oxidos}	Energía requerida para la descomposición de los óxidos	J/ton vidrio
3	$\Delta H_{fusión}$	Energía requerida durante el proceso de fusión del vidrio	J/ton vidrio
3	ΔH_{vidrio}	Energía absorbida por el vidrio ya formado	J/ton vidrio
3	ΔT	Gradiente de temperatura	K (°C)
3	m_g	masa	kg
3	$\dot{Q}_{req.mat.}$	Calor requerido por materias primas	kJ/h
3	$\Delta H_{Total\ agua}$	Energía total que requiere el agua para su evaporación	J
3	ΔH_{agua}	Energía que requiere el agua para su evaporación	J
3	$\Delta H_{evapo.}$	Calor requerido para el cambio de fase	J

Capítulo	Símbolo	Término	Unidad SI
3	ΔH_{vapor}	Calor requerido por el vapor del agua	J
3	\dot{Q}_{agua}	Calor requerido por el agua del lote	kJ/h
3	$\dot{m}_{\text{x, comp}}$	Flujo molar "x" compuesto	mol/h
3	$\dot{Q}_{\text{x, comp}}$	Flujo calor "x" compuesto	kJ/h
3	E_b	Emisión de cuerpo negro	kJ/m ² s
3	σ	Constante Steffan Boltzman	W/m ² K ⁴
3	T	Temperatura	K(°C)
3	$\dot{Q}_{\text{rad.}}$	Calor emitido por radiación	kJ/h
3	A_s	Área superficial	m ²
3	Δt	Gradiente de tiempo	s
3	R	Resistividad térmica	°C/W
3	L	Longitud paralela al flujo de calor	m
3	k	Conductividad térmica del material	W/m °C
3	A	Área perpendicular al flujo de calor	m ²
3	$\dot{Q}_{\text{est.}}$	Flujo de calor a través de la estructura	W (J/s)
4	\dot{Q}_i	Radiación de la superficie "i"	W (J/s)

Capítulo	Símbolo	Término	Unidad SI
4	A_i	Área de la superficie "i"	m^2
4	F_{i-j}	Factor de visión de la superficie "i" a la "j"	adimensional
4	J_i	Radiosidad de la superficie "i"	W/m^2
4	J_j	Radiosidad de la superficie "j"	W/m^2
4	T_i	Temperatura superficie "i"	$^{\circ}C$ (K)
4	ε_i	Emisividad superficie "i"	adimensional
4	P_c	Presión parcial CO_2	atm
4	P_w	Presión parcial de H_2O	atm
4	L	Longitud media del haz	m
4	C_c	Factor de corrección de presión del CO_2	adimensional
4	C_w	Factor de corrección de presión de H_2O	adimensional
4	ε_g	Emisividad de la mezcla de gases	adimensional
4	$\Delta\varepsilon$	Corrección de la emisividad de gases	adimensional
4	α_c	Absortividad del CO_2	adimensional
4	α_w	Absortividad de H_2O	adimensional
4	$\Delta\alpha$	Corrección de Absortividad de gases	adimensional
4	α_g	Absortividad mezcla de gases	adimensional

Capítulo	Símbolo	Término	Unidad SI
4	T_g	Temperatura del gas	K (°C)
4	T_s	Temperatura de la fuente	K (°C)
5	F_F	Área de fusión	m ²
5	L_F	Longitud del horno	m
5	B_F	Ancho del horno	m
5	x_i	Nodo x/ L_F	m
5	y_i	Nodo y/ L_F	m
5	z_i	Nodo z/ L_F	m
Anexos	Re	Número de Reynolds	adimensional
Anexos	ρ	Densidad	kg/m ³
Anexos	V	Velocidad	m/seg
Anexos	L_c	Longitud paralela al flujo	m
Anexos	μ	Viscosidad	kg/m s
Anexos	Pr	Número de Prandtl	adimensional
Anexos	C_p	Calor específico	J/g °C
Anexos	k	Conductividad térmica	J/seg m °C
Anexos	Nu	Número de Nusselt	adimensional
Anexos	h	Coefficiente de transferencia de calor por convección	W/m ² °C

ÍNDICE DE TABLAS

Índice de tablas	Página
1.- Clasificación de los componentes del vidrio	24
2.- Organizaciones activas que desarrollan y/o usan modelos de hornos de fusión de vidrio para sus estudios y/o diseños.	35
3.- Variables de operación en un horno regenerativo con puertos atrás	56
4.- Calor que aportan las materias primas al ingresar al horno	60
5.- Composición química de las materias primas en %peso	61
6.- Composición química del vidrio en estudio	62
7.- Mezcla de materias primas para 1 tonelada de vidrio	63
8.- Resultados de la difracción de rayos X	63
9.- Resultados del análisis térmico diferencial	64
10.- Productos de combustión del sistema gas natural + aire	70
11.- Productos de combustión del sistema gas natural + oxígeno	71
12.- Productos de descomposición de las materias primas	72
13.- Temperaturas interiores, muro norte y sur	75
14.- Pérdidas de energía de los muros norte y sur	75
15.- Temperaturas interiores en la bóveda del fundidor	75
16.- Pérdida de energía a través de la bóveda del fundidor	76
17.- Pérdida de energía a través del muro delantero de la superestructura del fundidor	76
18.- Pérdida de energía a través del muro trasero de la superestructura del fundidor	77
19.- Temperaturas interiores en el espacio del vidrio	78
20.- Pérdida de energía total a través de los muros laterales de la taza de fusión	78
21.- Pérdida de energía total a través de los muros delantero y trasero de la taza de fusión	79
22.- Pérdida de energía total a través del piso de la taza de fusión	79
23.- Gases productos de la combustión y descomposición de materias primas	82
24.- Longitud media del haz L para varias configuraciones geométricas	83

Índice de tablas	Página
25.- Factores de visión de las superficies interiores del espacio de combustión	90
26.- Temperaturas y emisividades de las superficies interiores del espacio de combustión	91
27.- Radiosidades de las distintas superficies interiores	94
28.- Entradas de energía a la taza de fusión	98
29.- Salidas de energía en la taza de fusión	99
30.- Temperaturas y emisividades de las superficies interiores del espacio de combustión	104
31.- Radiosidades de las distintas superficies interiores	106
32.- Velocidad de transferencia de calor por radiación de las superficies interiores del espacio de combustión.	106
33.- Resultados de entradas de energía en la taza de fusión	112
34.- Resultados de salidas de energía en la taza de fusión	112
35.- Velocidad de transferencia de calor por radiación de las superficies interiores del espacio de combustión	115
36.- Longitud, altura y área de cada circuito en muros laterales	161
37.- Resistencia térmica de cada circuito en muros laterales	162
38.- Longitud, altura y área de cada circuito en bóveda del fundidor	164
39.- Resistencia térmica de cada circuito en bóveda del fundidor	164
40.- Longitud y área de las resistencias del circuito en muro delantero	166
41.- Longitud y área de cada circuito en muro trasero	168
42.- Resistencia térmica de cada circuito en muro trasero	168
43.- Longitud, altura y área de cada circuito en muros laterales de taza de fusión	172
44.- Resistencia térmica de cada circuito en muros laterales de taza de fusión	173
45.- Longitud, altura, área y resistencia térmica de cada circuito en muro trasero de taza de fusión.	174
46.- Resistencia térmica de cada circuito en muro trasero de taza de fusión	175
47.- Longitud, altura, área y resistencia térmica de cada circuito en muro delantero de taza de fusión	176
48.- Resistencia térmica de cada circuito en muro delantero de taza de fusión	176
49.- Longitud, área y resistencia térmica de cada circuito en piso de taza de fusión.	177

ÍNDICE DE FIGURAS

Índice de figuras	Página
1.- Fenómenos físicos en un horno de fusión de vidrio	34
2.- Patrón del arreglo finito diferencial usado en el estudio	45
3.- Metodología utilizada para el desarrollo del proyecto	52
4.- Horno regenerativo con puertos atrás	56
5.- Método de redes aplicado a un recinto cerrado de 2 superficies y la red de radiación asociado con él.	81
6.- Emisividad del gas CO ₂ en una mezcla de gases no participantes a una presión total de 1 atm, para una longitud media del haz L.	84
7.- Emisividad del gas H ₂ O en una mezcla de gases no participantes a una presión total de 1 atm, para una longitud media del haz L.	85
8.- Factores de corrección para los gases H ₂ O y CO ₂ a presiones diferentes de 1 atm	86
9.- Corrección $\Delta\epsilon$ de la emisividad para usarse en $\epsilon_g = \epsilon_w + \epsilon_c - \Delta\epsilon$ cuando están presentes tanto el CO ₂ como el vapor de H ₂ O en una mezcla de gases	87
10.- Factor de visión entre 2 rectángulos paralelos alineados de igual tamaño.	89
11.- Factor de visión entre 2 rectángulos perpendiculares con una arista en común.	90
12.- Variación de la emisividad sobre el fundido y la superficie libre del bache a lo largo del horno.	92
13.- Modelo conceptual del diseño	96
14.- Campo de temperaturas interiores de la corona del fundidor	102
15.- Campo de temperaturas interiores del muro derecho del fundidor	102
16.- Campo de temperaturas interiores del muro izquierdo del fundidor	103
17.- Campo de temperaturas interiores del muro final del fundidor.	103
18.- Campo de temperaturas interiores de la superficie del vidrio fundido	104
19.- Corte transversal típico del muro lateral	160

Índice de figuras	Página
20.- Red eléctrica empleada en los muros laterales y resistencias de cada uno de los materiales	162
21.- Corte transversal típico de la bóveda de la taza de fusión	163
22.- Red eléctrica empleada en la bóveda y resistencias de cada uno de los materiales.	164
23.- Vista frontal del muro delantero	165
24.- Corte transversal del muro delantero	166
25.- Red eléctrica empleada en el muro delantero y resistencias de cada uno de los materiales.	166
26.- Vista frontal del muro trasero	167
27.- Corte transversal del muro trasero	167
28.- Red eléctrica empleada en el muro trasero y resistencia de cada uno de los materiales.	168
29.- Corte transversal de los muros de la taza de fusión	171
30.- Representación de los circuitos de la red y el flujo de calor del interior del horno.	172
31.- Red eléctrica empleada en los muros de la taza de fusión.	172
32.- Corte transversal del piso de la taza de fusión	177
33.- Patrón de difracción de la arena lampazos	180
34.- Patrón de difracción del carbonato de sodio	180
35.- Patrón de difracción de la calcita molida	181
36.- Patrón de difracción de la dolomita	181
37.- Patrón de difracción de la alúmina	182
38.- Análisis térmico diferencial de la dolomita	182
39.- Análisis térmico diferencial de la calcita molida	183
40.- Análisis térmico diferencial del nitrato de sodio	183
41.- Análisis térmico diferencial del carbonato de sodio	184
42.- Análisis térmico diferencial del sulfato de sodio	184
43.- Termografías del muro lateral norte del horno	186
44.- Termografías del muro lateral sur del horno	186

Índice de figuras	Página
45.- Termografías de la bóveda del horno	187
46.- Termografías del muro delantero del horno	189
47.- Termografías del muro trasero del horno	190

RESUMEN

El vidrio es un material que ha acompañado al hombre desde tiempos remotos, y se han aprovechado sus propiedades, incluso sin tener un profundo conocimiento como se tiene en la actualidad.

Uno de los pasos importantes para el desarrollo en la fabricación de este material fue la mejora del proceso de fusión, lo que lleva a los hornos de fusión de vidrio. En la actualidad existen distintos tipos de hornos, por ejemplo hornos del tipo regenerativo, los cuales recuperan energía calorífica mediante un apilado cerámico en la salida de gases de combustión, y del tipo eléctrico, los cuales funden la materia prima mediante la generación de arcos eléctricos con electrodos y muchos otros más.

Esta investigación se llevó a cabo en un horno del tipo regenerativo con puertos en la parte posterior. La primera etapa del proyecto consistió en efectuar un balance de energía en la zona del proceso tecnológico, la taza de fusión del horno. En la segunda etapa se realizó un análisis termodinámico de los muros interiores.

Una vez evaluado y analizado el balance de energía se busca la manera de disminuir el consumo de combustible mediante el conocimiento adquirido, para después redimensionar el horno para determinar si es posible la disminución en el consumo de energía manteniendo el mismo estiraje.

Por otro lado, en el estudio de transferencia de calor por radiación en los muros interiores del horno, permitió describir su comportamiento, tanto en el horno estudiado, como también después del redimensionamiento del mismo.

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1.- HISTORIA DEL VIDRIO

El vidrio ha sido uno de los materiales que han acompañado al ser humano durante toda su existencia, incluso, se aprovechaban las propiedades de este material sin que antes saliera de las manos del primer artesano.

Lo anterior es debido a la producción de vidrio natural por el consecuente enfriamiento brusco de magmas provenientes de volcanes y uno de estos vidrios naturales y quizá el más empleado por el hombre prehistórico fue la obsidiana.

Se atribuye la aparición del vidrio manufacturado como un subproducto de las actividades de la alfarería y la metalurgia. Un alfarero pudo encontrarse con el vidrio cuando éste tuvo una vitrificación accidental de uno de sus barro. De igual modo también los primeros fundidores de metales pudieron encontrarse con este material por la vitrificación de la escoria fundida.

Desde la época antigua hasta la actualidad, el proceso de la manufactura del vidrio ha pasado por distintas etapas y mejoras hasta llegar a los procesos que se manejan actualmente. Sin embargo la clave de la fabricación del vidrio sigue siendo la misma: el enfriamiento brusco (o subenfriamiento) de una masa fundida [1].

1.2.- IMPORTANCIA DEL VIDRIO

1.2.1.- Importancia en el entorno

Hoy en día el vidrio es uno de los materiales más usados por el hombre debido tanto a sus propiedades físicas y químicas como también por su apariencia estética.

Por sus propiedades físicas, por ejemplo, se puede mencionar el uso del vidrio en las ventanas de los hogares, edificios y hasta autos, debido a su capacidad de transparencia visual y resistencia mecánica.

Por otro lado, en cuanto a sus propiedades químicas, por ejemplo, a este material se le considera inerte, por lo cual se le puede utilizar en envases de alimentos y bebidas así como también se le utiliza en probetas y matraces en los laboratorios.

El vidrio también se utiliza de manera ornamental, ya que es posible darle la forma geométrica que queramos, así como también presenta la posibilidad de cambiar su color dependiendo de los gustos del usuario o de su aplicación final

El vidrio se puede utilizar en una amplia gama de aplicaciones, por ejemplo vidrios fototrópicos, fibras ópticas, lentes ópticos, vidrios láser, vidrios semiconductores, lo cual lo ha hecho un material muy versátil en la vida diaria del ser humano y ha sido uno de los más empleados también, desde la época antigua hasta el día de hoy [1].

1.2.2.- Definición de vidrio

La siguiente definición de vidrio de acuerdo con la Academia Rusa de Ciencias [1]:

“Bajo la denominación de vidrio se designan todos los sólidos amorfos obtenidos por enfriamiento de una masa fundida, cualquiera que sea su composición química y la zona de la temperatura en la que tiene lugar la solidificación. Debido al aumento de la viscosidad durante el enfriamiento, los vidrios adquieren algunas propiedades de los sólidos. La transición del estado líquido al estado vítreo ha de ser reversible”

Es la definición más completa, ya que no solamente se incluyen la formación de vidrios inorgánicos sino también la de los vidrios orgánicos.

1.2.3.- Clasificación de materias primas

Las materias primas empleadas para la fabricación de vidrios convencionales pueden clasificarse, siguiendo un criterio empírico basado en el papel que desempeñan durante el proceso de fusión, en cuatro grupos principales [1]:

1. Vitrificantes: Bajo esta denominación genérica se agrupan todas las sustancias típicamente formadoras de vidrio.
2. Fundentes: La finalidad de este grupo de componentes es favorecer la formación de vidrio, rebajando su temperatura de fusión, y facilitar su elaboración. Los óxidos que así actúan son los modificadores de red y, entre ellos, son los alcalinos los que mejor cumplen este cometido.
3. Estabilizantes: Aunque algunos de los componentes de este grupo (CaO, MgO, BaO), desempeñan un papel estabilizante en el vidrio, se han incluido en el apartado de fundentes por tratarse de verdaderos modificadores de red, y se han reservado para este lugar aquellos óxidos que, además de estabilizar ciertas propiedades, actúan con un carácter

intermedio entre el de los verdaderos formadores de red y el de los modificadores.

4. Componentes secundarios: En la composición de los vidrios intervienen habitualmente otros constituyentes minoritarios con funciones determinadas como colorantes, decolorantes, opacificantes, etc.

Tabla 1.- Clasificación de los componentes del vidrio

CLASIFICACION EMPÍRICA		FUNCION ESTRUCTURAL	EJEMPLOS
Vitrificantes		Formadores de Red	SiO_2 , B_2O_3 , P_2O_5 , As_2O_5 , Sb_2O_5
Fundentes		Modificadores de Red	Li_2O , Na_2O , K_2O
Estabilizantes		Modificadores	CaO , BaO
		Intermedios	Al_2O_3 , ZnO , PbO
Componentes Secundarios	Afinantes	Diversa	$\text{NO}_3\text{K} + \text{As}_2\text{O}_3$, SO_4Na_2
	Colorantes		Se , CeO_2
	Decolorantes		Fe_2O_3 , Cr_2O_3 , CoO
	Opacificadores		FNa , P_2O_5

1.2.4.- Proceso del vidrio

El elaborar vidrio es un largo y complejo proceso, el cual da inicio con la mezcla de materias primas y termina con la salida del producto frío del túnel o del arca de recocido. Este proceso puede considerarse dividido en seis etapas más o menos diferenciadas [1]:

- Reacción de los componentes y formación de vidrio
- Disolución del excedente de sílice sin reaccionar
- Afinado y homogeneización
- Reposo y acondicionamiento térmico
- Conformación
- Enfriamiento y recocido

Los primeros cuatro puntos suceden dentro del horno fundidor, con un arreglo térmico previamente establecido, el cual comprende un aumento de temperatura gradual hasta un máximo de 1550°C , seguido de un enfriamiento y

un período de estabilización en donde el vidrio fundido debe de alcanzar esa rigurosa homogeneidad térmica requerida para el proceso de conformado.

En sí, el conjunto de las primeras 4 etapas recibe el nombre de fusión del vidrio. Aunque esa denominación es incorrecta, debido a que no se trata de una fusión, sino de una serie de reacciones que después de la formación de distintas fases cristalinas, conducen al final a una fase líquida. Esto es debido a que propiamente la sílice (componente principal del vidrio) no se funde, a causa de su alto punto de fusión, sino se disuelve en los fundidos de la demás materia prima.

Los últimos dos procesos también son importantes. En la conformación es donde se le asignará la geometría deseada al producto de vidrio, mientras que en el enfriamiento y recocido, es en donde se le liberarán las tensiones presentes en la estructura del vidrio para al final tener el producto de vidrio templado.

1.3.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

1.3.1.- Antecedentes respecto a estudios en hornos de fusión de vidrio

Se puede definir un modelo en la industria del vidrio como la descripción y predicción del comportamiento de un horno de vidrio desde el punto de vista de los procesos físicos y químicos en el espacio de vidrio y en el proceso de combustión.

Los modelos de hornos empleados para analizar la transferencia de calor se pueden dividir para sus diferentes secciones o procesos, por ejemplo existen para el del balance de energía en sus distintas secciones, de transferencia de calor y masa y de hidrodinámicas del vidrio fundido en el tanque de fusión del vidrio.

El primer periodo del modelado matemático fue asociado con la disponibilidad de máquinas mecánicas simples y calculadoras en el desarrollo de modelos de balance [2]. Los modelos de balance siguen siendo usados en la ingeniería de hornos y en preparación de datos para Dinámicas de Fluidos Computacionales (herramientas CFD por sus siglas en inglés). El segundo periodo del modelado matemático fue habilitado después de la aparición de computadoras de ordenador central [3].

En conclusión muchos autores mencionan que la utilización de estos modelos en etapas previas de diseño de hornos son útiles para incrementar la calidad de los diseños, además de la utilización de estos en la etapa operacional de los mismos para mejorar su desempeño.

1.3.2.- Importancia del análisis de la transferencia de calor en hornos para la fabricación de vidrio.

Los hornos en la industria del vidrio son generalmente de dos tipos, hornos regenerativos o eléctricos. Los primeros reutilizan el calor producto de los gases de combustión, mediante un apilado cerámico que absorbe el calor proveniente de estos gases y que después ingresa nuevamente mediante aire proveniente del exterior del horno hacia la cámara de fusión, por lo cual el apilado cerámico debe de tener una alta conductividad térmica por sus lapsos de enfriamiento y calentamiento [4]. Los hornos eléctricos básicamente generan calor mediante electrodos que producen un arco eléctrico dentro de la cámara de fusión. También existen hornos híbridos, los cuales son regenerativos que contienen electrodos como una ayuda térmica adicional en el aumento de estiraje de los mismos.

Como se mencionó anteriormente, para el proceso de fabricación de vidrio se necesita llegar a una temperatura de 1550°C aproximadamente, mediante el ingreso de energía calorífica que se espera que el horno aproveche en un cierto porcentaje, evaluando así su eficiencia térmica [5]. Esta eficiencia térmica se caracteriza por dos factores, el consumo específico de calor por kg de vidrio

fundido y por el factor de eficiencia térmica [6]. El uso eficiente de esta energía calorífica que ingresa al horno es el principal requisito de diseño de los tanques de fusión de vidrio.

La importancia del desarrollo de un análisis de la transferencia de calor del horno es que, conociendo el comportamiento térmico del mismo, es posible controlar la distribución de la temperatura en el horno, para así disminuir las zonas frías dentro de este y tener un menor gradiente de temperatura en el vidrio fundido, ya que el control de la temperatura en el horno ha sido uno de los problemas más complicados de la ingeniería térmica para la fundición de vidrio [7].

Además es inviable incrementar la productividad de un horno sin intensificar la transferencia interna de calor y masa minimizando las pérdidas de calor a través de la mampostería del tanque [8].

1.3.3.- Justificación del proyecto

Esta investigación pretende determinar si es posible la aplicación de un balance de energía en la etapa previa de diseño, para optimizar el consumo de combustible del horno y también observar si existe gran variación en consumo de energía al evaluar los datos entregados de un horno de la industria con el balance de energía y establecer si es posible teóricamente la reducción del consumo de combustible manteniendo la misma extracción.

Por último se evaluará la transferencia de calor por radiación, de los muros interiores del fundidor, mediante el método directo mencionado en [9] para observar de manera cualitativa, su comportamiento.

CAPÍTULO 2

MARCO TEÓRICO

2.1.- SITUACIÓN ACTUAL DEL CONOCIMIENTO EN EL ÁREA DE INVESTIGACIÓN

2.1.1.- SIMULACIÓN DE HORNOS DE FUSIÓN DE VIDRIO

2.1.1.2.- Modelos basados en balances de energía y masa

Popov, Manevich y Lisovskaya (1981)[6] determinaron que la eficiencia térmica de un horno productor de vidrio está caracterizada principalmente por 2 factores, *el consumo específico de calor por kg de vidrio fundido* y *el factor de eficiencia térmica propio del horno*. Realizaron un balance de calor con el cual determinaron diferentes coeficientes que más adelante se mencionarán, el modelo de balance de calor que desarrollaron tiene las siguientes características:

- El balance se efectuó para el horno entero, tomando en cuenta el flujo de calor entre sus partes constituyentes.
- El fundidor se dividió en zonas para un número apropiado de parejas de quemadores, y así realizar el balance en cada una de estas zonas para aumentar la precisión de los cálculos.
- El calor útil es acumulado en 3 partes: *el calor de reacción del silicato y formación de vidrio, el calor de calentamiento de los gases que se separan de la mezcla y el calor por el calentamiento de vidrio a la máxima temperatura de fusión.*
- El reporte es tomado de la dependencia de temperatura del calor específico del vidrio (C_p), aire y gases de combustión, lo cual incrementa la precisión.

Con el balance de calor desarrollado y habiendo determinado cada entrada y salida de energía los autores determinaron los siguientes coeficientes para el horno: *Coeficiente de eficiencia térmica para el horno, coeficiente de eficiencia térmica estándar, coeficiente térmico para el regenerador, coeficiente de utilización de combustible y el consumo específico de calor.*

Hamzhe y Sadrameli (2004)[10] presentaron un modelo para determinar el desempeño de un horno de fusión de vidrio con 6 puertos en cada muro lateral, el cual consiste de cuatro submodelos: *transferencia de calor por radiación, la combustión, el regenerador térmico y la fusión de la mezcla de materias primas (bache).* Utilizaron el método de las zonas de Hottel y Sarofim para modelar la radiación presente en el horno. Para el submodelo de combustión se basaron en un simple paso y en una reacción rápida entre el combustible y el oxidante. El proceso de fusión de la mezcla de materias primas se dividió en los siguientes pasos: subida de temperatura, comienzo de fusión, fusión intermedia y fusión final, para cada una de las etapas plantearon un balance de energía.

Sardeshpande y colaboradores (2007)[11] elaboraron un modelo para un horno de vidrio con base a balances de masa y energía, ecuaciones de pérdidas de calor para diferentes zonas y ecuaciones empíricas basadas en la operación del

horno. El modelo se validó con datos de planta, tomados de un horno del tipo puertos al final (end-port). Los balances de energía se aplicaron al vidrio fundido, a la cámara de combustión y a la cámara regeneradora. El horno se dividió en 4 zonas, las cuales son: calentamiento inicial, fusión y reacción, disolución y refinado del vidrio fundido; para cada zona se da un valor de temperatura de la superficie del vidrio y un porcentaje de la longitud total del horno. La cámara de combustión se dividió en 5 zonas, el coeficiente de transferencia de calor y la temperatura de los gases de combustión se dieron para cada zona, también la longitud que cada zona cubre en el horno. El modelo presentado muestra el impacto de diferentes diseños y condiciones de operación sobre el consumo específico de energía.

Ruud Beerkens (2007)[12] realizó un estudio estadístico de diferentes tipos de hornos en términos de consumo de energía, desde los hornos para vidrio flotado como los hornos utilizados en la industria de contenedores de vidrio. Para las investigaciones que realizó en 1999, 7 de los 10 hornos más eficientes en términos de energía son hornos “end-port” regenerativos. En el 2003, 8 ó 9 de los 10 más eficientes eran “end-port”. Concluyó con base a los estudios realizados que el consumo de energía de un horno para vidrio de mesa no se incrementa generalmente con el tiempo (edad del horno), sino que encontró estadísticamente un incremento del 1.35% de energía por año de edad del horno. También encontró que fundir “cullet” (vidrio de desperdicio) en lugar de un “lote” (mezcla de materias primas), ahorra, en promedio, 29% de energía en la industria de contenedores de vidrio. En este estudio nos muestran las variables necesarias para el flujo de energía, para el establecimiento de un balance de calor del horno donde podemos determinar la influencia de los siguientes parámetros en el consumo de energía analizándolos con el balance de calor: *Aire en exceso en la cámara de combustión, humedad del batch, coeficiente de emisión de flamas, estiraje, cambios en la materias primas, temperatura de precalentamiento del batch, recirculación del vidrio, tamaño de regenerador, capas de aislamiento, aire frío, tamaño de la cámara de combustión, enriquecimiento de oxígeno y tipo de combustible.*

Auchet y colaboradores (2008) [13, 14] elaboraron un modelo basado en el método de zonas de Hottel para la cámara de combustión, aplicado a un horno continuo para aplicaciones en tiempo real. La cámara de combustión la dividieron en volúmenes (3 por quemador) y aplicaron un balance de energía en cada uno, tomando en cuenta la reacción de combustión y la transferencia de calor por radiación y convección a la carga de vidrio. Para el tanque de fusión usaron el modelo de Rosseland, mientras que los patrones de flujo del tanque fueron asumidos a partir de experiencias y simulaciones CFD en 2 dimensiones. El modelo fue validado con un software CFD para la industria del vidrio y con datos tomados de un horno continuo de llama transversal, obteniendo buenos resultados en la comparativa.

Dzyuzer (2008) [15] elaboró un estudio del mejoramiento de las características técnicas de los hornos, en el cual menciona que el método de balance de calor es usado para investigar la dependencia que existe del consumo específico de calor en un número de parámetros de la operación térmica de un horno. El autor recomienda utilizar el método de balance de calor en la etapa inicial de diseño, en la elaboración de hornos nuevos. Durante el estudio el autor dividió a los hornos regenerativos en 2 tipos, de acuerdo al movimiento de los productos de combustión en el espacio de trabajo, hornos con flama transversal y los que tienen flama en herradura. Los hornos con flama en herradura tienen ciertas ventajas sobre los que tienen llama transversal como por ejemplo, el costo es de un 20-30% menor, el consumo específico de energía es de un 15-25% menor. En los hornos, el consumo de energía requerido es la característica operacional más importante, el cual es convencionalmente evaluado por el consumo específico de calor para la producción de 1 kg de vidrio fundido. En países con una avanzada industria del vidrio el consumo específico de calor para vidrio plano y de contenedor es en promedio 5.85 y 5.0 MJ/kg y en los mejores hornos 5.1 y 4.33 MJ/kg respectivamente. Indudablemente, incrementando la capacidad de producción específica ($\text{ton/día} \cdot \text{m}^2$) es el factor más importante en la intensificación de la operación térmica del horno, el cual puede lograrse con la aplicación de un balance de energía.

Tucker y Ward (2012)[16] mostraron una metodología para la reducción de consumo de energía, aplicando el método de zonas de Hottel a hornos y calderas, para evaluar alternativas de ahorro de energía en términos de relación aire combustible, mejoramiento del aislamiento, uso de oxígeno en la combustión, uso de aire precalentado y alguna modificación en la geometría del horno. Ellos sugirieron que se pueden hacer dos aproximaciones con el método zonal: en la primera la cámara de combustión es tomada como una zona simple y se encuentran las temperaturas de los gases de combustión, de la carga y de las paredes del horno. Si existe un gradiente de temperatura considerable a lo largo del horno, entonces se debe de aplicar un método de varias zonas, con esta aproximación se encuentra un perfil de temperaturas. Las dos aproximaciones con este método de zonas son adecuadas para hacer una primera evaluación de una alternativa de ahorro de combustible.

Dzyuzer (2012)[17] examinó métodos para el incremento de la eficiencia térmica en la producción de vidrio comercial, por ejemplo realizó un análisis de balance de calor en un horno regenerativo con flama en herradura con un estiraje de 256 ton/día para observar su comportamiento térmico en términos de consumo de energía y poder determinar qué variables son las determinantes o que condicionan el aumento de la eficiencia térmica.

La eficiencia de energía de hornos de vidrio es determinada por el consumo específico de calor por 1 kg de vidrio fundido:

$$q_{sp} = \frac{BQ_{low}^w + Q_{elec}}{P_{fc}}$$

Donde q_{sp} es el consumo específico de calor, kJ/kg; B es la tasa de consumo de combustible, m³/seg; Q_{low}^w es el poder calorífico inferior del combustible, kJ/m³; P_{fc} es la capacidad del horno, kg/seg y Q_{elec} es el calentamiento eléctrico en kW ($Q_{elec} = 0$, para hornos que operan solo con flama).

En la práctica mundial, la alta eficiencia energética de producción de vidrio de contenedor fue alcanzada en hornos regenerativos con flama en herradura:

$q_{sp} \approx 3.85 - 4.33$ MJ/kg. Por esta razón, el problema más importante que enfrenta la industria es el de incrementar la eficiencia energética de los hornos, debido a que es evidente el presente ambiente de incremento en los precios de gas natural y energía eléctrica.

Uno de los resultados del estudio fue que con la estructura moderna del horno, combinado con una alta extracción específica de vidrio fundido, hace posible el disminuir las pérdidas de calor a través de la mampostería del horno en un valor no mayor del 7% de la parte del consumo del balance de calor efectuado del horno, en este caso, lo cual implica un ahorro económico mayor tomándolo en una escala industrial.

Dzyuzer y colaboradores (2012)[18] desarrollaron un método para el cálculo del consumo teórico de calor en la producción de vidrio por el método zonal de la estimación de la transferencia de calor externa. Los resultados que presentó son para un horno regenerativo con flama en herradura con un estiraje de 280 – 420 ton/día.

El método desarrollado fue con base a un balance de calor de la mezcla de materias primas para la producción de vidrio, en el cual intervienen diversos factores como, contenido de humedad, cantidad de “cullet” (vidrio desperdicio), cantidad de óxidos presentes en cada una de las materias primas, etc.

Los autores mostraron los resultados de como variaba el consumo de calor teórico con base al cambio de estiraje del horno, además de cómo la diferencia entre el consumo de calor y el poder calorífico administrado al horno iba disminuyendo conforme se iba aumentando la extracción de vidrio, aunque cabe mencionar que la cantidad de poder calorífico está condicionada en términos de la temperatura la cual soportaban los materiales refractarios de la cámara de combustión del horno.

2.1.1.3.- Programas computacionales para la simulación numérica de hornos de vidrio.

Si bien las herramientas de software existentes en la industria del vidrio para el proceso de fusión generalmente no son publicados, la literatura especializada permite reseñar algunos modelos en particular, desarrollados por diversos grupos para el espacio de combustión, espacio de vidrio y el espacio de la mezcla de materias primas para la producción de vidrio (lote) (ver **Figura 1**). En la tabla 2 se presentan algunos de estos programas.

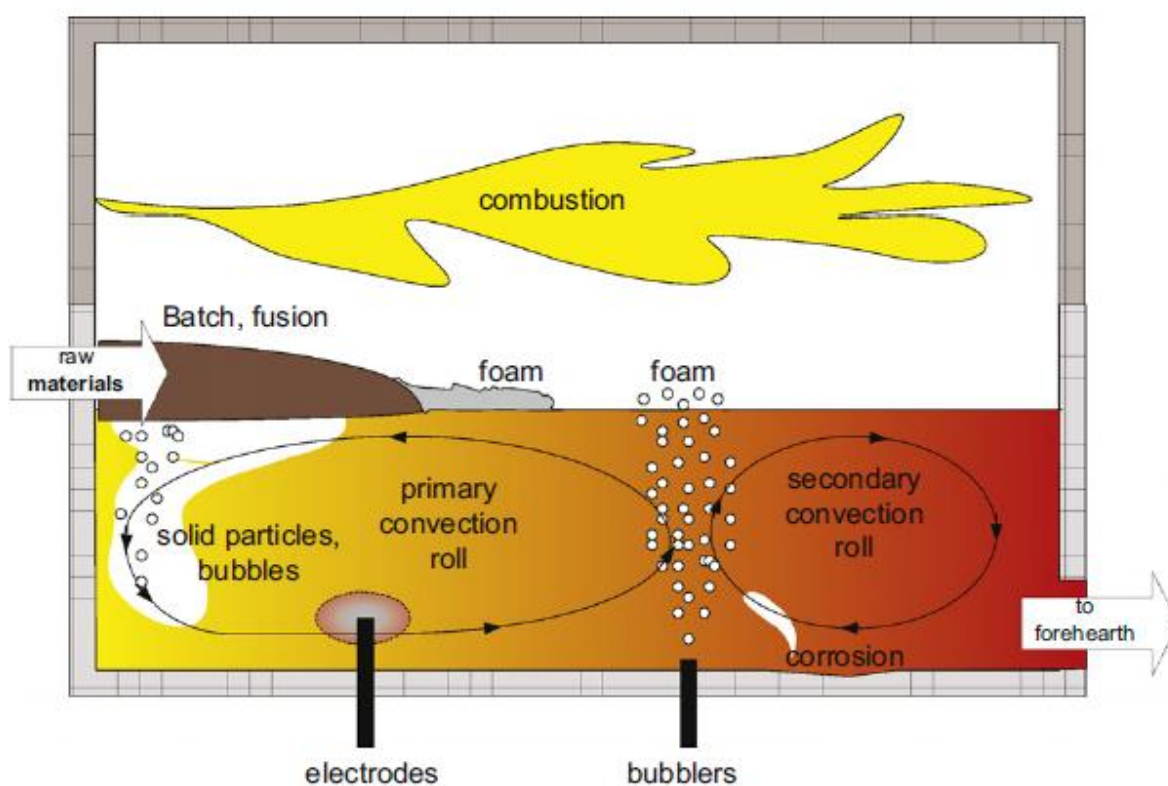


Figura 1.- Fenómenos físicos en un horno de fusión de vidrio, [14].

Tabla 2.- Organizaciones activas que desarrollan y/o usan modelos de hornos de fusión de vidrio para sus estudios y/o diseños, [19].

Organización	País	Modelo para vidrio fundido	Modelo de combustión
Corning. Inc.	U.S.	Desarrollo propio y basado en Fluent	Desarrollo propio y basado en Fluent.
TNO TPD	Países Bajos	Desarrollo propio	Desarrollo propio
Instituto Superior Técnico	Portugal	Desarrollo propio	Desarrollo propio
Glass Service Ltd.	República Checa	Desarrollo propio	Desarrollo propio
St. Gobaln Conceptions Verrieres Argone National Laboratory	Francia	Desarrollo propio	Desarrollo propio
Owens-Illinois, Inc.	U.S.	Glass Service	Glass Service

2.1.1.3.1.- Simulación numérica del espacio del lote de materia

La compañía Glass Service emplea un software comercial el cual es presentado por Schill y Chmelar (2004)[20], este trata de aproximarse a lo que ocurre en el interior del horno respecto a los transportes de calor y masa, y de la cinética de fusión. Aquí, la conversión del lote – fundido se representa por una función de conversión que depende de la temperatura, deducida a partir de un análisis térmico diferencial y de mediciones termogravimétricas. La importancia del modelo del lote puede ser ilustrada por los siguientes puntos:

- El proceso de fusión influye en la distribución de flujo y temperatura, no solo en la vecindad de la capa del lote sino también dentro de todo el horno.
- El impacto de los gases liberados del lote a los procesos en el espacio de combustión.
- Problema extremadamente complejo debido a la aproximación de los fenómenos locales (especies de las reacciones químicas, la disolución de partículas) mediante modelos uniformes.

El siguiente modelo es el desarrollado por Chang y colaboradores con financiación del departamento de energía de los Estados Unidos (2001-2005)[21]. Utilizan una aproximación euleriana para simular el flujo multifase en el tanque de vidrio, donde establece un sistema de referencia fijo y se tratan de resolver las ecuaciones de balance de materia, energía y cantidad de movimiento, con diferentes grados de aproximación. El modelo está a su vez compuesto por tres modelos computacionales: uno para el espacio de combustión, otro para la transferencia de calor por radiación y un modelo multifase para el espacio de vidrio.

Carvalho y Nogueira (1993)[22] presentaron un modelo el cual estaba compuesto por el espacio de combustión, el del tanque del vidrio y el espacio del lote; incluían en, la disolución de la arena, los procesos redox y el flujo en tres dimensiones dentro del cálculo. Estos autores modelan el espacio del lote como un flujo en 2 dimensiones donde están presentes subregiones correspondientes respectivamente a la región del lote, del “cullet” y del vidrio fundido, estos modelos que reseñan en su artículo, desarrollados para hornos de operación continua, tienen como restricción su aplicación para estado estacionario debido a que el prolongado tiempo de simulación no los hace utilizables para estados transitorios.

Verheijen (2003)[23], en su trabajo doctoral realizó un estudio del calentamiento de un lote para obtener una descripción cuantitativa y una velocidad de la conversión del lote en vidrio. Para poder modelar la conversión de las materias

primas (dolomita, carbonato de sodio, piedra caliza, etc.) a óxidos, utilizó una reacción de primer orden donde la constante de velocidad es variable con la temperatura a través de una función del tipo Arrhenius, las constantes para la reacción fueron determinadas a partir de un análisis termogravimétrico. La disolución de los granos de arena la modeló con la aproximación de Ginstling-Brounstein que usa la ecuación, que veremos más adelante, para la conversión del grano de arena. Donde X es la conversión, T es la temperatura, β es la velocidad de calentamiento y K_{GB} es la constante modelada con una función tipo Arrhenius, sus valores se determinan con mediciones del contenido de sílice cristalina residual en una muestra de lote, con un análisis cuantitativo de fases por difracción de rayos X, en las muestras de lote se varía el porcentaje de “cullet” utilizado.

$$\frac{dX}{dT} = \frac{K_{GB}}{\beta} \left(\frac{1.5}{(1 - X)^{-1/3} - 1} \right)$$

Pavel Hrma y colaboradores (2011)[24] desarrollaron un método para la determinación experimental del tamaño óptimo de las partículas de cuarzo presentes en el lote del vidrio con respecto a la velocidad de fusión y la homogeneidad del fundido.

Para el establecimiento de un modelo básico del proceso de fusión en el desarrollo de este método, asumieron que las formas y cantidades de las partículas de cuarzo no tienen un cambio significativo durante la disolución y las partículas son disueltas completamente al mismo tiempo. Esas suposiciones son razonables después de que las partículas endurecidas se reblandecen y las finas unidas a estas son disueltas, y cuando la disolución subsecuente procede uniformemente.

Los autores encontraron en su estudio que el tamaño de partícula inicial parece ser la variable más importante, la cual les permitió clasificar las historias de disolución en 3 grupos:

- Las partículas pequeñas son principalmente consumidas por reacciones con sales fundidas, dejando un pequeño residuo a ser disuelto en la fusión de formación de vidrio por difusión.
- Las partículas de medio tamaño son inicialmente consumidas por reacciones con sales fundidas, pero su mayor porción es disuelta por difusión en la fase formadora de vidrio.
- Las partículas grandes se disuelven casi completamente en la fusión de formación de vidrio, y su disolución se ve obstaculizada conforme los granos tienden a agruparse en aglomerados.

2.1.1.3.2.- Simulación numérica del espacio de combustión

Dzyuzer y colaboradores (2004)[25] determinaron que el concepto de modelo matemático implica una solución consecutiva de los problemas internos y externos de la transferencia de calor. Mencionan que para resolver el problema externo son necesarias varias etapas, las cuales se mencionan a continuación:

- Construcción de un modelo zonal del horno y el cálculo de un coeficiente generalizado angular de radiación.
- Los cálculos de los parámetros óptico-geométricos de los sistemas zonales es completado.
- Recopilación de una base de datos reflejando las condiciones de operación que hace posible el formar un sistema de ecuaciones no lineales del modelo zonal.
- Estimación de las características del desempeño térmico, balance de energía general del horno.

Dzyuzer y colaboradores (2004)[26] demostraron la viabilidad de construir un sistema CAD (diseño asistido por computadora, por sus siglas en inglés) en base a modelos de los problemas externos e internos de la transferencia de calor.

Dzyuzer y colaboradores (2005)[7] determinaron que el desempeño térmico del horno es un conjunto de procesos de intercambio de calor y masa implementados para un proceso tecnológico. En la práctica el control del desempeño térmico del horno depende de ciertos parámetros arbitrarios, los cuales determinan la calidad del vidrio. Estos parámetros: la distribución de la temperatura en el espacio de trabajo del horno, la presión y composición del medio gaseoso, fluctuaciones admisibles en el nivel de vidrio fundido. El control de la distribución de la temperatura en hornos es uno de los problemas más complicados en la ingeniería térmica, una de las maneras más comunes de estabilizar la temperatura en el interior del horno es mediante la variación de la velocidad del combustible, según los autores. Con este estudio ilustraron las posibilidades de un modelo numérico para la creación de una base de datos para mejorar o tener conocimiento del desempeño térmico de los hornos de fabricación de vidrio.

Dzyuzer y Shvydkii (2005)[27] mostraron los resultados de la transferencia de masa y calor dependiendo de la longitud de flama, esta longitud en estudios es usualmente aceptada como la extensión de la zona de combustión, en el final en donde el quemado químico del eje de la flama es igual a $q_3=0.02Q_w^l$ en donde el termino Q_w^l es el poder calorífico inferior del combustible.

Los requerimientos de una óptima longitud de flama con varios números de quemadores se pueden formular con 2 condiciones principales. La primera condición requiere una máxima transferencia de calor desde la flama a la superficie del tanque proveyendo de una asimilación máxima integral de calor en la zona correspondiente del tanque de fusión. La segunda condición depende en el requerimiento del calentamiento uniforme del vidrio fundido a través del tanque, para disminuir la intensidad de los flujos de convección lateral en el fundido. Los cálculos de transferencia de calor se desarrollaron por los autores para 5 valores de longitud de flama, en donde las longitudes fueron elegidas dependiendo del modelo geométrico del espacio de combustión (espacio de trabajo) tomando en cuenta las zonas de fundido tecnológico.

Dzyuzer y Shvydkii (2006)[28] examinaron la secuencia para adaptar un modelo matemático conjugado para un horno de fusión de vidrio. Mostraron que es suficiente el conocer las dependencias del calentamiento del aire y la temperatura del vidrio fundido para el poder adaptar un modelo ya preestablecido que también se puede usar para controlar el trabajo térmico del horno diseñado. Distinguieron dos casos limitantes del uso del modelado matemático los cuales fueron:

- El efecto de algunos parámetros de diseño del agregado en su operación deben ser establecidos.

El modelo matemático es también usado como una parte constituyente del sistema para el control automático del objeto o para revelar “*cuellos de botella*” en la operación del mismo.

Abbassi y Khoshmanesch (2008)[29] realizaron un estudio tridimensional de un horno de fabricación de vidrio, el cual para su estudio lo dividieron en 3 regiones: espacio de combustión, tanque de vidrio y capa de lote. Para cada una de las divisiones del horno se aplicaron modelos de otros autores para su simulación.

En el espacio de combustión el comportamiento térmico de la flama como también el de los productos de combustión es complejo debido a la turbulencia, las reacciones químicas e intercambio radiativo. Para la turbulencia aplicaron el modelo $k - \epsilon$ propuesto por Shih [30]; para la reacción de combustión aplicaron el modelo propuesto por Magnusen y Hjertager [31] y, por último, para la radiación aplicaron el modelo propuesto por Lockwood y Shah [32].

Para el tanque de vidrio y la capa del lote, usaron las ecuaciones de conservación de momento, masa y energía. Sin embargo dividieron la capa del lote en regiones dependiendo de su temperatura, las cuales son:

- Núcleo sin fundir; es aquella región donde la temperatura son menores a los 1073K.

- Zona de reacción química; aquella donde la temperatura tiene un rango de 1073 – 1473.
- Capa fundida; aquella donde la temperatura es mayor a 1473 K.

Los autores aplicaron el software Gambit – 2 para generar la geometría y el mallado del horno, mientras que emplearon el Fluent – 6 como un solucionador, en el cual usaron el método de volumen finito para describir las ecuaciones diferenciales que gobiernan el modelo. Los resultados mostrados como datos de temperatura difirieron muy poco (en orden entre 7 y 10%) con tomas de temperatura en campo hechas en un horno.

Dzyuzer (2008)[33] en su estudio demostró que para diseñar un horno de alta eficiencia en la industria del vidrio es necesario el implementar el uso de una nueva metodología de diseño, lo cual se traduce al empleo de un modelo matemático antes de la etapa de diseño en la estructura tradicional de trabajo del diseño del mismo.

Una condición necesaria para un diseño contemporáneo según el autor es que el modelado numérico del horno se defina respecto a su geometría y a los parámetros de operación. Una de las más importantes condiciones de frontera para la transferencia de calor y masa es el modelado del intercambio interno de calor e hidrodinámicas del tanque de fusión, lo cual generará la solución al problema externo en forma de campos de temperatura en la superficie del vidrio fundido.

Los resultados de modelar el problema combinado (externo e interno) de intercambio de calor y masa sugieren que la longitud de flama óptima debe ser igual a la longitud del espacio de flama del horno con una flama en forma de herradura en esa dirección.

Por último el autor menciona que un correcto diseño del tanque de fusión es inconcebible sin un modelado numérico del intercambio interno de calor e hidrodinámicas del fundido. Los resultados del modelado, presentados en la forma de campos de temperatura y líneas de flujo en la sección larga del

tanque, hace posible evaluar la aceptabilidad técnica del diseño del tanque de fusión.

Dzyuzer, Shvydkii y colaboradores (2008)[34] examinaron la posibilidad de disminuir el estrés térmico en el espacio de combustión del horno, así como aumenta su estiraje, mediante la introducción de una porción de energía térmica directamente al tanque de fusión principalmente por electrodos.

Dado que la transferencia térmica por radiación juega un papel dominante en hornos de altas temperaturas, se hace entendible que la salida específica de vidrio dependa de la temperatura de la mampostería de la estructura superior del horno.

Ellos agregaron calentamiento térmico adicional para la solución de 3 problemas:

- El esfuerzo térmico de la mampostería del espacio de trabajo puede disminuir.
- El consumo específico de calor para producir vidrio puede disminuir.
- La productividad requerida del horno puede ser alcanzada sin incrementar el área del tanque de fusión.

Notaron que el método propuesto de simulación numérica del intercambio externo en un horno gas-eléctrico puede ser usado como un análisis aproximado de los diferentes arreglos de los electrodos de ayuda eléctrica adicional en el tanque de fusión del horno.

Dzyuzer y colaboradores (2012) [35] presentaron un método para calcular las condiciones de frontera de la transferencia de calor a través de la mampostería del horno. La base del método es la ecuación de la transferencia de calor a través de un muro multicapa, que tiene la forma:

$$q = K(t_{int} - t_{amb})$$

Donde K es el coeficiente de transferencia de calor en $(W/m^2 K)$ y t_{int} y t_{amb} temperatura interior y ambiente en K.

Los valores presentados en ese trabajo para los coeficientes de transferencia de calor promedio pueden ser tomados como datos iniciales para el modelado matemático del desempeño térmico del horno.

Dzyuzer y colaboradores (2012)[36] desarrollaron un modelo numérico zonal de un horno productor de vidrio gas-eléctrico, el cual consistía en la representación del intercambio de calor de la cámara de fusión.

El modelo físico del horno lo representaron en 2 zonas, la del proceso tecnológico y la de generación de calor, las cuales estaban divididas una con otra por la superficie del vidrio y separadas del medio ambiente por la estructura refractaria.

El modelo conceptual de la operación térmica del horno lo representaron como una colección de procesos de generación de calor e intercambio de calor externo en la cámara de fusión, acoplando las transferencias de calor y masa externas e internas para integrar físicamente la operación térmica del horno.

2.1.1.3.3.- Simulación del espacio del vidrio

Pilon y colaboradores (2002)[37] realizaron un estudio de estructura térmica y de flujo de un horno típico de fusión con garganta, pero sin burbujeador ni ayuda eléctrica.

El objetivo principal del estudio era evaluar la capacidad de los operadores de hornos para controlar el flujo de vidrio fundido y los campos de temperatura del mismo tomando como base el calentamiento controlado del espacio de combustión del horno.

Los principales resultados de este estudio fueron:

- La distribución del flujo de calor no tiene un efecto significativo sobre el flujo de vidrio fundido bajo el lote de materia prima.

- El gradiente de flujo de calor en la dirección longitudinal es requerido para generar 2 corrientes de circulación en el movimiento del vidrio fundido.
- La pendiente del gradiente de flujo de calor en la parte de refinado del tanque incrementa significativamente el tamaño de los ciclos de recirculación de refinado cerca de las paredes.

En resumen, este estudio se puede utilizar como una herramienta en la etapa de diseño de un horno nuevo para conocer la posición más adecuada de los quemadores y factores geométricos del diseño.

Dzyuzer y Shvydkii (2005)[38] realizaron un modelo de las hidrodinámicas del vidrio fundido en el tanque de fusión, con base a una serie de ecuaciones en las cuales incluían las de conservación de masa, energía y momento además de la ecuación reológica del estado del medio.

Ellos igualmente representaron el modelo físico del horno como 2 zonas divididas por la superficie del vidrio fundido y separado del medio ambiente por el encofrado refractario, en donde la zona del proceso tecnológico es la zona principal y la zona de generación de calor es la auxiliar proveyendo de ciertas condiciones a la zona del proceso tecnológico.

El autor encontró que la naturaleza del flujo del vidrio fundido en el tanque depende de varios factores:

- De la inhomogeneidad del campo de temperatura en la superficie del vidrio fundido.
- De la formación de los contornos de circulación es iniciada por el diseño de elementos del tanque impidiendo la migración natural del fundido.
- De la migración del vidrio fundido, determinada por la dependencia a la temperatura de su viscosidad, donde esfuerzos tangenciales en el medio que forman flujos turbulentos es proporcional a su coeficiente de viscosidad dinámico.

Aunque el campo de temperatura del vidrio fundido es volumétrico, los autores limitaron su análisis en un arreglo bidimensional debido al hecho de que el ancho del tanque es de 3 – 10 veces más grande que su profundidad.

Como el área de movimiento del fundido tiene un contorno muy complicado, usaron un arreglo no uniforme (ver **Figura. 2**), donde después aplicaron el método de control de volumen para generar las matrices del modelo.

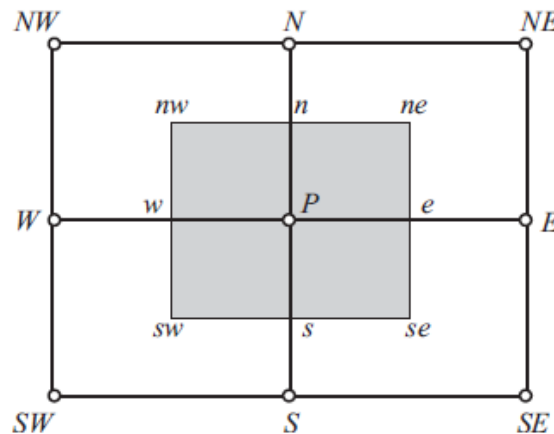


Figura 2.- Patrón del arreglo finito diferencial usado en el estudio, [38].

Según estos autores el mejor método disponible para resolver este modelo es el de Gauss – Zeidel (método de desplazamiento continuo) [39]. Los resultados presentados del modelo son las gráficas de los campos de función de corriente y temperatura de la superficie del vidrio fundido.

Dzyuzer y Shvydkii (2005)[40] estudiaron el efecto de la longitud de flama en las hidrodinámicas del tanque y encontraron que dependen en conjunto de factores interconectados. Además de la distribución de la temperatura en el vidrio fundido determinada por el intercambio térmico exterior, mientras que los flujos convectivos dependen significativamente del diseño del tanque, la carga del lote y las condiciones de transferencia del vidrio fundido, como también los parámetros del flujo de trabajo dependen en el estiraje específico del horno. Los análisis combinados de los resultados de modelar el intercambio interno y externo y las hidrodinámicas del tanque sugieren que respecto al diseño de

horno proporcionado, el más adecuado régimen de calentamiento es en donde la longitud total de la flama es igual a la longitud del horno. La longitud de la zona de condición intensa (parte visible de la flama) en este caso de estudio es igual a $0.7 L_f$ (donde L_f , es la longitud del horno).

Dzyuzer y Shvydkii (2006)[41] usaron un modelo numérico para estudiar el efecto de la altura y posición de un umbral de sobre flujo en las hidrodinámicas del vidrio fundido y la transferencia de calor en hornos, ya que en hornos contemporáneos el umbral de sobre flujo es un elemento obligatorio.

De nuevo Dzyuzer y Shvydkii (2006)[42] usaron un modelo para observar el efecto del perfil del piso del horno en las hidrodinámicas e intercambio de calor en el tanque de fusión. Establecieron un efecto en la longitud y profundidad del tanque en la formación de corrientes convectivas e intercambio de calor en las diferentes partes del horno.

Feng y colaboradores (2008)[43] realizaron una simulación de dinámicas de fluidos con el programa ANSYS y debido a que el objeto analítico de estudio fueron fluidos de vidrio fundido se utilizó el módulo FLOTRAN del programa. El módulo FLOTRAN es una rama de la familia computacional de dinámica de fluidos ANSYS que es una combinación de hidrodinámicas modernas, métodos numéricos y ciencia computarizada. Con esto se determinaron la distribución de velocidad, energía cinética turbulenta y densidad.

Los autores hicieron un análisis de las corrientes en el tanque de vidrio combinando la simulación numérica y mediciones experimentales de las temperaturas de la superficie del vidrio, que funcionan como condiciones de frontera en el modelo. La validación de las corrientes fue hecha mediante una técnica llamada "*side stripe inspection*" que determinaba las diferencias de composición en la sección transversal de la hoja de vidrio finalmente producida.

Dzyuzer (2009)[8] examinó el procedimiento para el cálculo y diseño de tanques de fusión de vidrio en hornos y demostró que estos diseños se pueden mejorar

mediante el empleo de modelos matemáticos de la transferencia de calor y masa como una herramienta de trabajo.

Menciona que es prácticamente imposible el incrementar la productividad específica de un horno sin incrementar la transferencia interna de calor y masa, minimizando las pérdidas de calor a través de la estructura del tanque. La transferencia de calor es en gran medida determinada por la hidrodinámica presente en el tanque, en adición lo mejor es redistribuir el calor en la dirección de carga del horno.

El autor nos dice que la evaluación del flujo convectivo del fluido, puede ser basado en 2 requerimientos básicos que se refieren al tiempo que el fundido reside en esta parte del tanque y la uniformidad térmica del vidrio fundido extraído para producción.

Se calcularon las resistencias térmicas de las estructuras del horno en contacto con el vidrio así como el flujo de calor hacia el exterior con base a las temperaturas internas y externas las cuales fueron sus condiciones de frontera en convección libre. Estos datos fueron usados como iniciales para el modelado de las hidrodinámicas del tanque y la transferencia de calor interna en presencia de flujo extraído. En resumen, el autor demostró que con los resultados obtenidos del modelado de las transferencias de calor y masa interna que es posible incrementar la calidad en los cálculos y diseños de los tanques de fusión de vidrio, lo cual crea objetivos previos para alcanzar una alta eficiencia energética y productividad en los mismos.

Dzyuzer (2009)[44] investigó el efecto de la intensidad del aire de enfriamiento en la transferencia de calor a través de la estructura refractaria de un muro del tanque de fusión del horno.

Para vidrio fundido de alta viscosidad la velocidad de corrosión del refractario es determinada por la transferencia de materia en la zona de reacción. Uno de los resultados obtenidos es que la menor velocidad de corrosión del refractario corresponde a un valor alto del coeficiente convectivo de transferencia de calor

($\alpha_c=360 \text{ W/m}^2 \text{ K}$) alcanzado con una ventilación intensa en la superficie exterior del muro refractario, también se notó que el aire forzado de enfriamiento es inefectivo durante el período inicial de operación del horno (6 – 8 meses), el cual tuvo un efecto positivo en la corrosión del muro.

En resumen, la elección de la velocidad del aire de enfriamiento es determinada por el desgaste del refractario, cuya magnitud no puede ser medida directamente. El autor menciona que manteniendo un muro de 2 capas en estado termal estacionario durante el total de vida útil del horno por enfriamiento controlable crea condiciones para disminuir la corrosión del refractario.

Dzyuzer y colaboradores (2012)[45] mostraron los resultados de modelar matemáticamente la operación térmica de un horno con flama en herradura con un estiraje de 280 ton/día. También mostraron que puede alcanzarse la extracción específica de vidrio de $2.5 \text{ ton/m}^2\text{día}$ y el flujo de calor específico de 4563.8 kJ/kg calentado solamente con gas natural sin la necesidad de aplicar ayuda eléctrica adicional.

2.1.1.3.4.- Convección en el espacio del vidrio

Sarris y colaboradores (2004)[46] analizaron un tanque calentado por encima suponiendo una distribución uniforme de la temperatura, para aumentar la intensidad de las corrientes, estudiaron el efecto de una banda calefactora ubicada en el fondo del tanque y encontraron un aumento en la intensidad de los flujos de circulación y en la temperatura del fluido cuando se incrementan la longitud del tanque y el ancho de la banda.

Sevast'yanov (2004) [47] hizo un estudio del rol que juega la convección en hornos para fundición de vidrio. Menciona que en hornos con calentamiento de flama siempre existe cierta in-homogeneidad en la temperatura del vidrio fundido, es debido a cantidades no iguales de combustible administradas al fundido, como también a la formación de vidrio y silicatos: entre más grande

sea este gradiente de temperatura, más grande será la velocidad de la convección.

La convección juega un papel muy importante ya que transfiere una parte significativa de calor (más del 40%) bajo los montones de mezcla y remueve los productos de fusión y provee de condiciones óptimas de trabajo. Se demostró mediante cálculos que la máxima velocidad del flujo superior del vidrio fundido tanto en el ciclo de carga como en el de trabajo, en el tanque, no depende mucho de la diferencia en las temperaturas del vidrio fundido en el inicio y en el final de los ciclos como en la temperatura promedio general. Una disminución de la viscosidad en la capa inferior del vidrio fundido intensifica significativamente la convección y aumenta la velocidad de fusión y el grado de homogeneización del vidrio.

Giessler y Thess (2009)[48] realizaron una simulación en FLUENT [49], y presentaron un estudio numérico de fusión de vidrio en 3 dimensiones utilizando un crisol circular pequeño calentado por 2 electrodos, al cual se le aplica un flujo de campo magnético externo; efectuaron un estudio paramétrico al variar la densidad de flujo del campo magnético y la potencia de los electrodos para verificar la influencia sobre las distribuciones de velocidad y temperatura en el crisol, y observaron un incremento general de la energía cinética.

2.2.- HIPÓTESIS

“Es posible optimizar el diseño y operación de un horno del tipo regenerativo utilizando fundamentos teóricos y empíricos del análisis energético del vidrio sódico cálcico”

2.3.- OBJETIVOS

Objetivo General:

Establecer un análisis de la transferencia de calor en el horno regenerativo de vidrio sódico cálcico, para usarse como herramienta de diseño y de operación en este tipo de hornos.

Objetivos Particulares:

- Establecer un balance de energía en la zona del proceso tecnológico del horno.
- Definir las condiciones de frontera a usar para el análisis de transferencia de calor, con base al balance de energía establecido para el horno regenerativo.
- Establecer el análisis de transferencia de calor con los datos obtenidos de distintas pruebas.
- Probar el modelo con el diseño de un horno y comparar resultados.

2.4.- METAS

Las metas que se buscan alcanzar con el proyecto son las siguientes:

- Comparar los resultados obtenidos del análisis de transferencia de calor, con un horno regenerativo de la industria local, para verificar su confiabilidad.

- Efectuar el diseño de una taza de fusión con la ayuda del análisis de transferencia de calor como herramienta de trabajo.
- Disminuir las pérdidas de calor con la ayuda del conocimiento adquirido a través del análisis de transferencia de calor.
- Disminuir costos de operación de un horno regenerativo en términos de consumo de energía.

2.5.- METODOLOGÍA

La metodología a emplear en esta investigación es la siguiente:

- Revisión de literatura relacionada a vidrio sódico cálcico, hornos y simulación.
- Caracterización de las materias primas principales de la formulación del vidrio empleado en fábrica.
- Obtención de datos de variables de operación y detalles de construcción del horno en estudio.
- Realizar un balance de calor en la zona del proceso tecnológico, en este caso, el fundidor.
- Desarrollar un análisis de la transferencia de calor por radiación entre los muros internos del fundidor mediante el método directo [9] y ver de manera cualitativa su comportamiento.
- Una vez efectuado el balance de calor y análisis de radiación, se modificarán las dimensiones del horno en estudio para ver si es posible ahorrar energía mediante el empleo de los análisis efectuados en primera instancia (balance de calor y análisis de radiación).
- Comparar los resultados obtenidos entre los hornos estudiados.

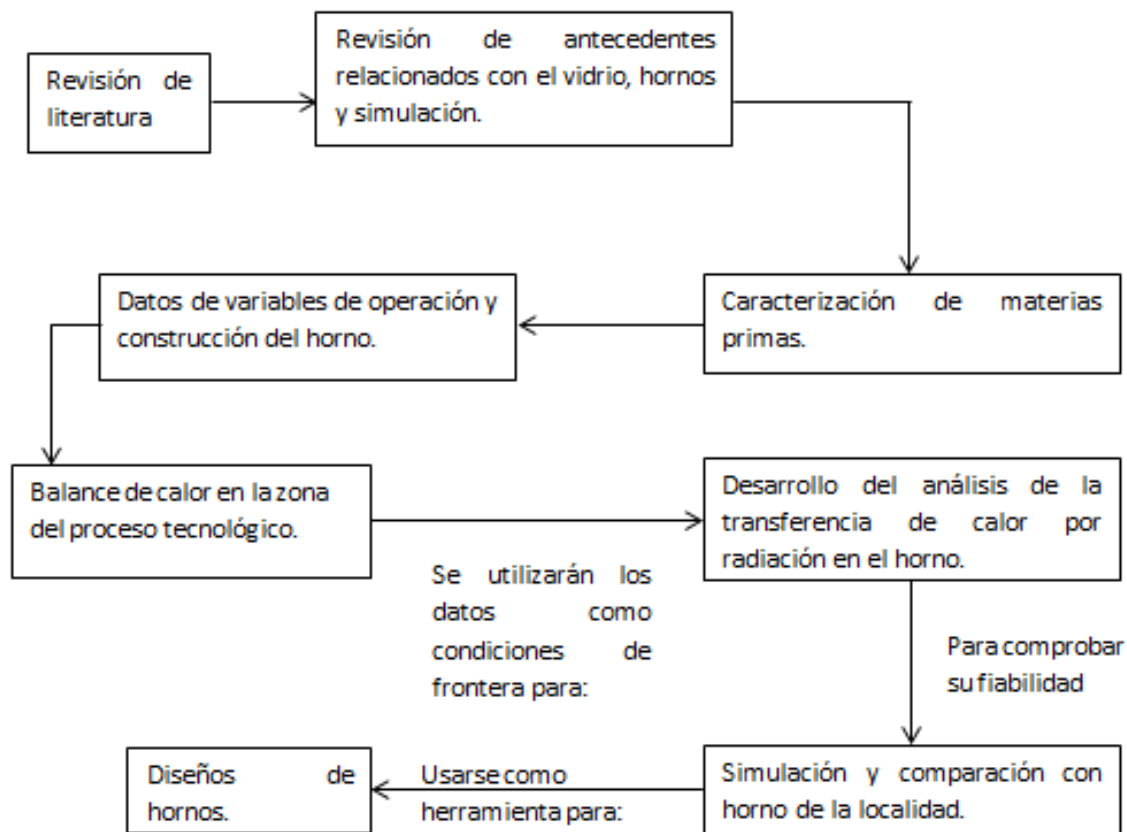


Figura 3.- Metodología utilizada para el desarrollo del proyecto.

CAPÍTULO 3

BALANCE DE ENERGÍA

3.1.- INTRODUCCIÓN AL BALANCE DE ENERGIA

El continuo aumento de precios en los combustibles para la generación de energía, ha hecho que su empleo en los procesos de producción busque siempre su máxima eficiencia, para controlar los gastos y continuar siendo competitivos en el mercado.

El empleo de energía es costoso. De momento el ser humano no ha sido capaz de aprovechar de manera eficaz la aparentemente inagotable energía gratuita del sol, el viento y las mareas; también existe el empleo de la energía nuclear. Sin embargo los residuos de ésta son peligrosos para el medio ambiente y por ende para el ser humano. Los que nos deja con la opción de la energía liberada por los combustibles líquidos, aprovechando su energía térmica o la energía eléctrica (de manera indirecta).

Las industrias de proceso últimamente han reconocido que desperdiciar energía reduce las ganancias; sin embargo anteriormente durante la mayor parte del siglo XX el costo de la energía constituyó casi siempre una parte insignificante y se toleraban grandes ineficiencias operacionales. En la década de 1970, el drástico aumento en el precio del gas natural y el petróleo elevó el costo de la energía en gran proporción e intensificó la necesidad de reducir el consumo de la misma. Una de las tareas principales de los ingenieros al diseñar un proceso consiste en justificar el cuidado de la energía que ingresa y sale de cada unidad de proceso y determinar los requerimientos totales del mismo, para esto se recurre a determinar el balance de energía del proceso en estudio [50].

El principio básico de todos los balances de energía es la ley de la conservación de la energía, la cual dice que la energía no se crea ni se destruye solo se transforma; esta ley también se le conoce como primera ley de la termodinámica [50].

3.1.1.- Balance de energía en sistemas cerrados

Se dice que un sistema es abierto o cerrado dependiendo de que la masa cruce o no las fronteras del sistema durante el tiempo cubierto por el balance de energía. Por definición, un sistema por lotes es cerrado, y los sistemas semicontinuos y continuos son abiertos.

Es posible escribir el balance de energía integral de un sistema integral para un sistema cerrado entre dos instantes dados. Como la energía no puede crearse ni destruirse, los términos de generación y consumo del balance general se cancelan [50], lo cual deja:

$$\text{Acumulación} = \text{entrada} - \text{salida}$$

3.1.2.- Balance de energía en sistemas abiertos en estado estacionario

El proceso en estado estacionario quiere decir que sus condiciones no varían con el tiempo de operación, sino que se mantienen iguales durante todo el evento.

Por definición, hay masa que atraviesa las fronteras de un sistema de proceso abierto a medida que éste ocurre. Para introducir masa al sistema es necesario realizar un trabajo sobre el mismo y cuando emerge masa del sistema se lleva a cabo trabajo sobre los alrededores. Ambos términos de trabajo deben incluirse en el balance de energía[50].

La primera ley de la termodinámica para un sistema abierto en estado estacionario tiene la forma:

$$\text{Entrada} = \text{Salida}$$

3.1.3.- Condiciones del sistema en estudio

El sistema en estudio es la taza de fundición de un horno del tipo regenerativo de la industria del vidrio de mesa, el cual se considera como un *sistema abierto*, dado que hay transferencia de calor entre el sistema y el ambiente, de *proceso continuo*, debido a que la cantidad de materia prima que ingresa es prácticamente igual al producto final, y es un proceso en *estado no estacionario*, dado que las variables presentes en el proceso varían con el tiempo.

A pesar de encontrarse en estado no estacionario, el balance se puede generar haciendo la suposición que las entradas y salidas de energía no varían con el tiempo de proceso[12], volviendo así más sencillo el determinar el balance de energía en la taza de fusión, que en nuestro caso será el estudio a 1 hora de proceso.

A continuación se presenta una imagen de un horno típico regenerativo con puertos atrás, donde podemos señalar la taza de fusión del mismo:



Figura 4.- Horno regenerativo con puertos atrás.

3.1.4.- Variables de operación

A continuación se presenta una tabla con las variables de operación presentes durante el proceso de fusión de vidrio.

Tabla 3.- Variables de operación en un horno regenerativo con puertos atrás.

Estiraje (ton/día)	152
Consumo de combustible, sistema gas natural + aire (m³/ h)	Gas natural = 806 Aire = 8866
Consumo de combustible, sistema gas natural + oxígeno “oxy-boosting” (m³/h)	Gas natural= 79 Oxígeno = 158
Área de fusión (m²)	66.259

3.2.- ENTRADAS DE ENERGÍA

A continuación se presentan cada una de las partidas de ingreso de energía a la zona del proceso tecnológico, la taza de fusión, del horno y las consideraciones efectuadas para la determinación de cada una.

3.2.1.- Calor físico del gas natural (Metano, CH₄)

El calor físico es la cantidad de energía que almacena el compuesto y que libera durante el proceso [6, 12, 15, 18], en este caso se consideró que el gas ingresa desde una temperatura ambiente, 25°C (298.15 K) hasta una temperatura de 1551.35°C (1824.5 K), la cual se encuentra en la zona de combustión del horno.

Tomando en cuenta la densidad del gas natural a las condiciones de temperatura y presión dadas ($\rho = 0.6604 \text{ kg/m}^3$, tomado de [9]) y conociendo la capacidad calorífica del metano a las condiciones de temperatura dadas (2259 J/kg °C) (Anexo A), se puede aplicar la siguiente ecuación:

$$Q_{fg} = c_{fg} * t_{fg} * B_g$$

$$Q_{fg} = 1.4922 \frac{\text{kJ}}{\text{m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}} * 25^\circ\text{C} * 0.246 \frac{\text{m}^3}{\text{s}}$$

$$Q_{fg} = 9.18 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} = 9.18 \text{ kW}$$

3.2.2.- Reacción de combustión

Es el calor liberado producto de la combustión del gas natural dentro de la cámara de fusión del horno y se estima mediante el producto del consumo del combustible y su poder calorífico inferior [6, 12, 15, 18].

El poder calorífico de un combustible queda definido por las unidades de calor liberadas por unidad de masa o volumen del mismo, y su poder calorífico inferior es aquel que resulta el restar al poder calorífico del calor latente del agua formada por la combustión del hidrogeno contenido en él [7, 28, 34].

Entonces se tiene que el calor liberado por el proceso de combustión está dado por:

$$Q_{comb} = B_g * Q_{low}^w$$

$$Q_{comb} = \left(885 \frac{m^3}{h} \right) * (35,042,000 \frac{J}{m^3})$$

$$Q_{comb} = 31,012,170,000 \frac{J}{h} = 31,021,170 \frac{kJ}{h}$$

3.2.3.- Calor físico del oxígeno

En este caso se consideró que el oxígeno ingresa desde una temperatura ambiente, 25°C (298.15 K) hasta una temperatura de 1551.35°C (1824.5 K), la cual se encuentra en la zona de combustión del horno.

Tomando en cuenta la densidad del oxígeno del sistema “oxy-boosting” a las condiciones de temperatura y presión dadas ($\rho = 1.31725 \text{ kg/m}^3$, [9]) y conociendo la capacidad calorífica del oxígeno a las condiciones de temperatura dadas (925.2 J/kg °C), se puede aplicar la siguiente ecuación:

$$Q_o = c_o * t_o * B_o$$

$$Q_o = 1.219 \frac{kJ}{m^3 \text{ } ^\circ C} * 25^\circ C * 0.044 \frac{m^3}{s}$$

$$Q_o = 1.3409 \frac{kJ}{s} = 1.3409 \text{ kW}$$

3.2.4.- Calor físico del aire

Tomando en cuenta la densidad del aire a las condiciones de temperatura y presión dadas ($\rho = 1.184 \text{ kg/m}^3$, [9]) y considerando que el aire ingresa a una temperatura de 1100°C desde las cámaras regenerativas hasta una temperatura de 1551.35°C, su capacidad calorífica es igual a 1007 J/kg°C, tomado de [9], entonces se puede aplicar la siguiente ecuación para determinar la cantidad de energía entregada:

$$Q_a = c_a * t_a * B_a$$

$$Q_a = 1.192 \frac{KJ}{m^3 \text{ } ^\circ C} * 1100 \text{ } ^\circ C * 2.463 \frac{m^3}{s}$$

$$Q_a = 3,229.49 \frac{KJ}{s} = 3,229.49 \text{ KW}$$

3.2.5.- Calor físico de mezcla de materias primas

Se considerará el calor que ingresa al horno proveniente de las materias primas de la mezcla del bache, la cual se encuentra a temperatura ambiente en el momento de su ingreso, se tomará la mezcla para la producción de 1 tonelada de vidrio, tabla No 7.

A continuación se presenta un ejemplo de cálculo, en el caso para la materia prima, arena Lampazos, mientras que el desarrollo de los demás cálculos se presentan contenidos en el Anexo B.

Cantidad de arena para producir 1 tonelada de vidrio, 732.9881 kg. Peso molecular del compuesto $\text{SiO}_2 = 60.086 \text{ g/mol}$, conociendo los datos anteriores podremos estimar su número de moles, como sigue:

$$m = \frac{[(732.9881 \text{ kg} * 1000)]}{60.086 \text{ gr/mol}} = 12,198.9831 \text{ moles}$$

Con las condiciones de temperaturas dadas ($T_o = 0^\circ\text{C}$ (273.15 K) y $T_f = 25^\circ\text{C}$ (298.15 K)), y conociendo su capacidad calorífica en estas condiciones (Anexo A) se puede determinar el flujo de calor con la ecuación de transferencia de calor neta en estado estacionario:

$$\dot{Q} = m \int C_p dT$$

$$\dot{Q} = (12,198.9831 \text{ moles}) \int_{273.15}^{298.15} 10.87 + 0.008712T - \frac{241200}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol}} K \right) dT$$

$$\dot{Q} = 3,170,784.483 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}}$$

A continuación se presenta la tabla de resultados, de todas las materias primas presentes en la producción de 1 tonelada de vidrio:

Tabla 4.-Calor que aportan las materias primas al ingresar al horno.

MATERIAS PRIMAS	\dot{Q} (cal/tonelada de vidrio)
ARENA LAMPAZOS	3,170,784.489
CARBONATO DE SODIO	1,638,085.639
CALCITA	391,798.398
DOLOMITA	669,577.984
ALUMINA	35,432.165
NITRATO DE SODIO	30,961.679
SULFATO DE SODIO	28,528.469
ARSÉNICO	2,912.880
SELENIO	22.021
Σ	5,968,103.724

Lo que serían 24, 970,545.98 J/tonelada de vidrio, entonces según el estiraje (152 ton/día) se tienen 6.33 toneladas en 1 hora por lo que serían:

$$Q_{mat} = \left(24,970,545.98 \frac{J}{\text{tonelada de vidrio}} \right) * (6.33 \text{ toneladas de vidrio/h})$$

$$Q_{mat} = 158,146,791.1 \frac{J}{h} = 158,146.7911 \frac{kJ}{h}$$

3.3.- SALIDAS DE ENERGÍA

A continuación se presentan cada una de las partidas de salidas de energía de la zona del proceso tecnológico, la taza de fusión, del horno y las consideraciones efectuadas para la determinación de cada una.

Tabla 5.- Composición química de las materias primas, en %peso.

MATERIALES	SiO ₂	Al ₂ O ₃	Fe ₂ O ₃	CaO	MgO	Na ₂ O	K ₂ O	Se	CoO	SO ₃	TiO ₂	As ₂ O ₃

A continuación se presentan la cantidad de óxidos buscados y calculados para la elaboración de 1 tonelada de vidrio:

Tabla 6.-Composición química del vidrio en estudio.

ÓXIDOS	%PESO BUSCADO	%PESO CALCULADO	CANTIDAD (kg)

A continuación se presentan las cantidades de cada una de las materias primas para la elaboración de 1 tonelada de vidrio, cumpliendo con la composición química establecida anteriormente.

Tabla 7.- Mezcla de materias primas para 1 tonelada de vidrio.

MATERIAS PRIMAS	CANTIDAD (kg)

3.3.1.2.- Caracterización de materias primas

Se realizaron estudios de difracción de rayos X y de análisis térmico diferencial a las materias primas para la producción de vidrio.

En el caso de la difracción de rayos X, se realizaron sobre las materias primas que entran en mayor proporción para verificar las fases presentes de las mismas, como se muestra en la siguiente tabla:

Tabla 8.- Resultados de la difracción de rayos X

MATERIA PRIMA	FASE ENCONTRADA	ESTRUCTURA
Arena lampazos	SiO_2 (cuarzo)	Hexagonal primitiva
Carbonato de sodio	Na_2CO_3	Monoclínica centrada en la base
	NaO_2	Cúbica centrada en la cara
	$\text{Na}_3\text{H}(\text{CO}_3)_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	Monoclínica centrada en el cuerpo

Tabla 8.- Resultados de la difracción de rayos X

MATERIA PRIMA	FASE ENCONTRADA	ESTRUCTURA
Alúmina	$\text{Al}_{2.144}\text{O}_{3.2}$	Cúbica centrada en la cara
Calcita molida	CaCO_3	Romboédrica primitiva
Dolomita	$\text{CaMg}(\text{CO}_3)_2$	Romboédrica primitiva
	CaCO_3	Romboédrica primitiva

Por otro lado, el análisis térmico diferencial (DTA) se realizó sobre las materias primas que desgasifican durante el proceso de fusión, para determinar las temperaturas de descomposición de cada una y así poder realizar la estimación de calor necesario por la mezcla del lote y determinar de manera teórica la cantidad de gases producto de la descomposición de estas.

Tabla 9.- Resultados del análisis térmico diferencial

MATERIA PRIMA	TEMP. DESC. TEORICA (°C)	TEMP. DESC. DTA (°C)
Dolomita	700	524.50
Calcita molida	400	607.45
Nitrato de sodio	540	608.35
Carbonato de sodio	550	818.85
Sulfato de sodio	1100	1100

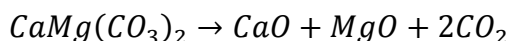
Las temperaturas de descomposición teóricas fueron tomadas del manual del ingeniero químico [51]. Hay gran diferencia en la comparación de temperaturas de descomposición, dado que la teórica está basada en compuestos puros, mientras que los resultados del análisis son de materias primas naturales conteniendo cierto grado de impurezas.

Nota: Los difractogramas y las gráficas de los análisis térmicos diferenciales se encuentran en el Anexo C.

3.3.1.3.- Ejemplo de cálculo y resultados

El cálculo de la cantidad de calor que requieren los óxidos de la mezcla se estimó a partir del necesario para la descomposición de todas las materias primas que desgasifican, creando etapas de cálculo dependientes de las temperaturas de descomposición obtenidas a partir de resultados de DTA, como se mostraron en la tabla No 9.

En el ejemplo a mostrar, la primera materia prima en descomponerse es la dolomita ($T = 524.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ (797.65 K)) de la siguiente manera:



Entonces, conociendo la cantidad de dolomita por tonelada de vidrio (123.122 kg, tabla No 7), y su peso molecular (184.34 gr/mol) se puede determinar el número de moles por tonelada de vidrio:

$$m = \frac{(123.122\text{ kg} * 1000)}{184.34\text{ gr/mol}} = 667.908\text{ moles}$$

Con el dato anterior y la capacidad calorífica del compuesto (40.1 cal/mol K, tomado de [51]) y aplicando el rango de temperatura de 25° a 524.5°C , ($298.15 - 797.65\text{ K}$), se puede estimar el calor absorbido en estado estacionario:

$$\dot{Q} = m * Cp * \Delta T$$

$$\dot{Q} = (667.908\text{ moles}) * \left(40.1 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) * (797.65\text{ K} - 298.15\text{ K})$$

$$\dot{Q} = 13,378,168.11 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 55,974,255.38 \frac{\text{J}}{\text{tonelada de vidrio}}$$

Para obtener la cantidad en masa de CaO, MgO y 2CO_2 que se produce de esa descomposición, solo se realiza una relación molar con cada uno de los productos y conociendo cada uno de los pesos moleculares, como sigue:

$$\text{CaO} = \frac{(667.908\text{ moles} * 56.07 \frac{\text{gr}}{\text{mol}})}{1000} = 37.449\text{ kg}$$

$$MgO = \frac{\left(667.908 \text{ moles} * 40.29 \frac{gr}{mol}\right)}{1000} = 26.910 \text{ kg}$$

$$2CO_2 = \frac{\left(667.908 \text{ moles} * 43.99 \frac{gr}{mol}\right)}{1000} * 2 = 58.763 \text{ kg}$$

Como se puede observar se cumple con la ley de la conservación de la materia al sumar todos los productos de la descomposición y darnos la cantidad de materia prima inicial, 123.122 kg. El CaO y MgO se siguen utilizando en la siguiente etapa de descomposición en el cálculo ya que sus temperaturas de descomposición son mayores[51]. Por otra parte ya se obtuvo la primera cantidad de gas que se desprende durante la fusión del vidrio.

En esta etapa se procede de la misma manera con todas las materias primas, para así conocer toda la energía que se requiere para la descomposición de la dolomita y se sigue con el mismo procedimiento para las demás materias primas que se descomponen conforme va aumentando la temperatura hasta llegar a la de fusión del vidrio ya formado (cálculos en anexo B).

Entonces el término $\Sigma\Delta H_{\text{óxidos}}$ de la ecuación 1, siguiendo el procedimiento de cálculo arriba establecido, da un valor de 1, 934, 540, 011 J/tonelada de vidrio. Por otro lado el término ΔH_f se estima mediante la cantidad total de materias primas y el calor latente de fusión del vidrio, el cual es un valor muy difícil de determinar debido a que el vidrio no tiene un punto de fusión definido, por lo cual autores mencionan que no lo estiman en este apartado[1].

Por último el término ΔH_{vidrio} , es la energía consumida por el vidrio ya formado y se estima de la siguiente manera, conociendo su capacidad calorífica (0.84 J/g °C, tomado de [51]), la cantidad total de materias primas (1197.41 kg), y el rango de temperaturas a la entrega del vidrio fundido por la garganta de la taza de fusión (587.941°-1202.108°C), se tiene:

$$\dot{Q} = m_g * C_p * \Delta T$$

$$\dot{Q} = (1197.41 \text{ kg} * 1000) * \left(0.84 \frac{\text{J}}{\text{gr } ^\circ\text{C}}\right) * (1202.108^\circ - 587.941^\circ\text{C})$$

$$\dot{Q} = 617,744,154 \frac{\text{J}}{\text{tonelada de vidrio}}$$

Entonces se tiene que el calor que se necesita para la formación de 1 tonelada de vidrio es 2, 552, 284,166 Joules o lo que es igual 2552.284 kJ/kg de vidrio, el cual es muy cercano a un valor reportado de 2671 kJ/ kg para un vidrio sódico cálcico [19], por lo cual se puede corroborar que el procedimiento de cálculo es correcto.

Para adaptar ese valor al balance, se tiene que aplicar el valor del estiraje cumpliendo con 1 hora de producción del horno en estudio, lo cual sería 6.33 toneladas/hora (según estiraje en tabla No 3), entonces se tiene que el calor necesario para el proceso por hora es:

$$Q_{req\ mat} = \left(2552284.166 \frac{\text{kJ}}{\text{tonelada de vidrio}}\right) * \left(6.33 \frac{\text{tonelada}}{\text{h}}\right)$$

$$Q_{req\ mat} = 16,164,466.38 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

3.3.2.- Evaporación del agua del lote de materias prima

Al lote de materias primas se le agrega desde un 3 hasta un 5% de agua [12] para mantener una atmósfera libre de polvo en la industria, en este caso es un 5%, el cual es un dato tomado de campo, por lo que la cantidad de agua es:

$$\text{Agua} = \text{batch por 1 tonelada de vidrio} * \% \text{ de humedad}$$

$$\text{Agua} = (1197.412 \text{ kg}) * (0.05) = 59.871 \text{ kg}$$

Conociendo el peso molecular del agua (18.006 gr/mol) se puede determinar el número de moles, el cual es:

$$m = \frac{(59.871 \text{ Kg} * 1000)}{18.006 \text{ gr/mol}} = 3,325.058 \text{ moles}$$

Para determinar la cantidad de calor que el agua quita del proceso, se tiene que seguir la siguiente ecuación:

$$\Delta H_{TOTAL\ AGUA} = \Delta H_{agua} + \Delta H_{evaporación} + \Delta H_{vapor} \dots (2)$$

Donde el ΔH_{agua} es el calor que requiere para evaporarse (0° a 100°C), y conociendo su capacidad calorífica a esas condiciones ($4.2\text{ kJ/kg }^{\circ}\text{C}$ [51]), se estima de la siguiente manera:

$$\Delta H_{agua} = m_g * Cp * \Delta T$$

$$\Delta H_{agua} = (59.871\text{ kg}) * \left(4.2 \frac{\text{kJ}}{\text{kg }^{\circ}\text{C}}\right) * (100^{\circ}\text{C} - 0^{\circ}\text{C})$$

$$\Delta H_{agua} = 25,145.82\text{ kJ} = 25,145,820\text{ J}$$

El término $\Delta H_{evaporación}$, es la energía requerida para su cambio de fase, en donde se involucra su calor de evaporización (9729 cal/mol , tomado de [51]), se estima de la siguiente manera:

$$\Delta H_{evaporación} = m * \lambda_{evaporación}$$

$$\Delta H_{evaporación} = (3325.058\text{ moles}) * \left(9729 \frac{\text{cal}}{\text{mol}}\right) = 32,349,489.28\text{ cal}$$

$$\Delta H_{evaporación} = 135,350,263.2\text{ J}$$

El último término corresponde a la energía que es retirada debido al vapor de agua liberado de las materias primas, y se puede estimar conociendo la capacidad calorífica del vapor de agua ($2737.9\text{ J/Kg }^{\circ}\text{C}$, tomado de [51]) y el rango de temperatura, el cual es desde 100°C (donde se evapora el agua) hasta los 1551°C (temperatura del espacio de combustión del horno), de la siguiente manera:

$$\Delta H_{vapor} = m_g * Cp * \Delta T$$

$$\Delta H_{vapor} = (59.871\text{ kg}) * \left(2737.9 \frac{\text{J}}{\text{kg }^{\circ}\text{C}}\right) * (1551^{\circ}\text{C} - 100^{\circ}\text{C})$$

$$\Delta H_{\text{vapor}} = 237,849,096.6 \text{ J}$$

Lo que da un ΔH_{total} de 398,345,179.8 J para evaporar el 5% de agua para la producción de 1 tonelada de vidrio, ahora adaptando el valor al balance, se tiene que multiplicar esa cantidad por el estiraje (6.33 ton/h), cumpliendo con la condición de efectuar el balance a 1 hora de proceso, lo cual da:

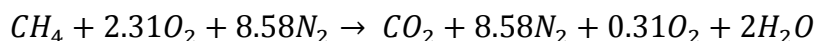
$$Q_{\text{agua}} = (398,345,179.8 \text{ J}) * \left(6.33 \frac{\text{ton}}{\text{hr}}\right)$$

$$Q_{\text{agua}} = 2,522,836 \frac{\text{J}}{\text{h}} = 2,522,836.031 \frac{\text{KJ}}{\text{h}}$$

3.3.3.- Gases de combustión

3.3.3.1.- Productos del sistema gas natural (CH₄) + Aire

Conociendo la composición del aire la cual es 78% N₂ y 21%O₂ y con la relación de aire/gas en 11:1 (dato de campo), se tiene que la reacción de combustión es:



Con lo anterior se puede determinar el flujo molar de los productos de combustión, haciendo relaciones molares entre los reactivos y los productos, se tomará como ejemplo la determinación del flujo molar del CO₂, con el flujo másico determinado para el gas natural de este sistema (532.284 kg/h, sección 3.2.1) y el peso molecular del gas natural (CH₄=16 gr/mol) obtenemos su flujo molar:

$$m_{\text{CH}_4} = \frac{\left(532.284 \frac{\text{kg}}{\text{h}} * 1000\right)}{16 \text{ gr/mol}} = 33,267.75 \text{ mol/h}$$

Entonces se tiene que, con 1 mol de CH₄ se producen 1 mol de CO₂, por lo que el flujo molar del CO₂ es el mismo que el del gas natural:

$$m_{\text{CO}_2} = 33,267.75 \text{ mol/h}$$

Conociendo la temperatura del espacio de combustión y la salida de los gases por la chimenea, se puede establecer el rango de temperatura (1551.35°C (1824.5 K) – 700°C (973.15 K)) y con la capacidad calorífica de cada uno (ver anexo A) a utilizar para el cálculo del flujo de calor en estado estacionario, en el caso del CO₂ es como sigue:

$$Q_{CO_2} = \dot{m} * \int C_p dT$$

$$Q_{CO_2} = (33,267.75 \text{ mol/h}) * \int_{973.15}^{1824.5} 10.34 + 0.00274T - \frac{195500}{T^2} dT$$

$$Q_{CO_2} = 398,288,800 \frac{\text{cal}}{\text{h}} = 1,666,440.338 \frac{\text{kJ}}{\text{h}}$$

A continuación se presenta en tabla 10 los resultados de los demás productos de combustión:

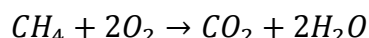
Tabla 10.- Productos de combustión del sistema gas natural + aire

GAS DE COMBUSTIÓN	Q (kJ/h)
CO ₂	1,666,440.338
N ₂	8,031,038.722
O ₂	313,175.108
H ₂ O	2,638,484.233

Nota: El desarrollo de los demás cálculos, se encuentran en el anexo B.

3.3.3.2.- Productos del sistema gas natural + oxígeno

En este caso, la relación oxígeno/gas es de 2:1, por lo que la reacción de combustión de este sistema queda:



Con lo anterior se puede determinar el flujo molar de los productos de combustión, haciendo relaciones molares entre los reactivos y los productos, se

tomó como ejemplo la determinación del flujo molar del CO₂, con el flujo másico determinado para el gas natural de este sistema (52.1716 kg/h, sección 3.2.1) y el peso molecular del gas natural (CH₄=16 gr/mol) se obtuvo su flujo molar:

$$\dot{m}_{CH_4} = \frac{\left(52.1716 \frac{kg}{h} * 1000\right)}{16 g/mol} = 3,260.725 mol$$

Entonces se tiene que, con 1 mol de CH₄ se producen 1 mol de CO₂, por lo que el flujo molar del CO₂ es el mismo que el del gas natural:

$$\dot{m}_{CO_2} = 3,260.725 mol/h$$

Conociendo la temperatura del espacio de combustión y la salida de los gases por la chimenea, se puede establecer el rango de temperatura (1551.35°C (1824.5 K) – 700°C (973.15 K)) y con la capacidad calorífica de cada uno (ver anexo A) a utilizar para el cálculo del flujo de calor en estado estacionario, en el caso del CO₂ es como sigue:

$$\dot{Q}_{CO_2} = \dot{m} * \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{CO_2} = (3,260.725 mol/h) * \int_{973.15}^{1824.5} 10.34 + 0.00274T - \frac{195500}{T^2} dT$$

$$\dot{Q}_{CO_2} = 39,038,232 \frac{cal}{h} = 163,335,963.6 \frac{J}{h}$$

A continuación se presentan en la tabla 11 los resultados de los demás productos de combustión:

Tabla 11.- Productos de combustión del sistema gas natural + oxígeno

GAS DE COMBUSTIÓN	Q (kJ/h)
CO ₂	163, 335.9636
H ₂ O	258, 610.7375

Nota: El desarrollo de los demás cálculos, se encuentran en el Anexo B.

3.3.3.3.- Productos por descomposición de materias primas

La cantidad de productos desprendidos por la materia prima fueron estimados en el apartado 3.3.1 por lo cual se puede revisar el anexo B del desarrollo de los cálculos efectuados.

Un ejemplo sería el producto CO₂, el cual su flujo molar es de 4415.1077 mol/ton de vidrio, aplicando el mismo rango de temperatura que en las secciones 3.3.3.1 y 3.3.3.1 y conociendo su capacidad calorífica (anexo A), tenemos:

$$\dot{Q}_{CO_2} = \dot{m} * \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{CO_2} = (4415.1077 \text{ mol/ton}) * \int_{973.15}^{1824.5} 10.34 + 0.00274T - \frac{195500}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol}} K \right) dT$$

$$\dot{Q}_{CO_2} = 52,858,797.29 \frac{\text{cal}}{\text{ton}} = 221,161,207.9 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

A continuación se presentan en la tabla 12 los resultados de los demás productos de descomposición:

Tabla 12.- Productos de descomposición de las materias primas

PRODUCTOS DESCOMPOSICIÓN	Q(kJ/TONELADA DE VIDRIO)
CO ₂	221,161.2079
N ₂	824.6404
O ₂	2,225.0804
SO ₃	711.4500
H ₂ O	79,113.3908

Lo anterior da un total de 304, 035.769 kJ/ton de vidrio, lo cual se debe pasar el consumo a 1 hora de producción, esto lo se efectua considerando el estiraje tomado de la tabla No 3, por lo cual el valor sería de 1,925, 559.874 kJ/h.

3.3.4.- Radiación en el exterior del horno

Se consideran las pérdidas por radiación de la bóveda del fundidor donde se encuentran 2 aberturas longitudinales por procedimiento constructivo de 5 ½” de ancho (Anexo D). La temperatura promedio de estas juntas de construcción radiantes es de 365°C (638.15 K) fue determinada mediante el empleo de una cámara térmica (Anexo E). El área radiante de una junta de construcción se estimó en 0.98099 m².

Se consideran estas áreas radiantes como cuerpos negros (superficies emisoras y absorbedoras perfectas) para aplicar la estimación de su emisión como sigue[9]:

$$E_b = \sigma T^4 \dots (3)$$

$$E_b = (5.67 \times 10^{-8} \text{ W/m}^2\text{K}^4) * (638.15 \text{ K})^4 = 9403.17 \frac{\text{W}}{\text{m}^2} = 9.40317 \text{ kJ/m}^2\text{s}$$

Para obtener el calor que emita una junta de construcción, se aplica la siguiente ecuación[9]:

$$\dot{Q}_{rad} = E_b * A_s * \Delta t \dots (4)$$

$$\dot{Q}_{rad} = (9.40317 \text{ kJ/m}^2\text{s}) * (0.98099\text{m}^2) * (3600 \text{ s}) = 33,207.75 \text{ kJ/h}$$

Por lo que la radiación total por las 2 juntas constructivas queda como:

$$(33,207.75 \text{ kJ/h}) * 2 = 66,415.5 \text{ kJ/h}$$

3.3.5.- Pérdidas por descuidos o fugas

Para esta sección se consideró que las pérdidas por descuidos por parte de los operadores o las fugas del sistema, como un porcentaje de la entrada total de energía, según en la literatura consultada [52] en la cual dice que hay un rango de 0 a 15% de energía que se pierde en este tipo de concepto, aplicado solamente para hornos de combustión, por lo cual su valor es:

$$\dot{Q} = \text{Entrada total de energía} * \% \text{ de pérdida considerado}$$

$$\dot{Q} = \left(42,834,356.03 \frac{kJ}{h} \right) * (15\%)$$

$$\dot{Q} = 6,425,153.405 \frac{kJ}{h}$$

3.3.6.- Pérdidas de energía a través de la estructura del fundidor

Son las pérdidas generadas por la difusión de la energía calorífica a través del material refractario, lo cual se puede estimar aplicando la metodología de las resistencias eléctricas [9, 15, 35], debido a la complejidad de la configuración geométrica de los muros en el horno de fusión, específicamente la taza de fusión, como sigue:

$$R = \frac{L}{KA} \dots (5)$$

$$\dot{Q}_{est} = \frac{\Delta T}{R} \dots (6)$$

En donde (5) es la resistencia térmica que se opone al paso del flujo del calor y está en función de la longitud paralela al flujo de calor (L, en m), la conductividad térmica del materia (K, en W/m °C) y área superficial (A, en m²) perpendicular al flujo de calor.

El flujo de calor (6), está en función del gradiente de temperaturas (ΔT , °C) entre la superficie interior y exterior del elemento en análisis y la resistencia térmica equivalente (R, °C/W) del mismo.

3.3.6.1.- Pérdidas de energía a través de los muros laterales de la superestructura del fundidor

En el caso de estos muros se tomaron como muro norte y sur para su diferenciación, sus temperaturas interiores fueron tomadas mediante termopares presentes dentro del espacio de combustión (tabla 13).

Tabla 13.- Temperaturas interiores muro norte y sur

MURO NORTE (°C)	MURO SUR (°C)
1537	1543
1575	1578
1564	1567
Promedio 1558.7	Promedio 1562.7

La temperatura exterior fue estimada mediante el empleo de una cámara térmica (marca Fluke, modelo Ti45) en la cual para el muro norte se tuvo una temperatura promedio de 249.1 °C mientras que para el muro sur fue de 135.6°C (ver Anexo D).

Una vez aplicada la metodología de resistencias eléctricas se tienen que los muros tienen las pérdidas de energía que se muestran en la tabla 14 (ver Anexo B, para el desarrollo del cálculo):

Tabla 14.- Pérdidas de energía de los muros norte y sur

MURO NORTE Q(W)	MURO SUR Q(W)
34,147.6637	37,211.4622

3.3.6.2.- Pérdidas de energía a través de la bóveda del fundidor

Las temperaturas interiores fueron tomadas mediante termopares presentes dentro del espacio de combustión, las cuales se muestran en la tabla 15:

Tabla 15.- Temperaturas interiores en la bóveda del fundidor

BÓVEDA (°C)
1450
1534
1574
Promedio 1519.33

La temperatura exterior fue estimada mediante el empleo de una cámara térmica (marca Fluke, modelo Ti45) en la cual se obtuvo el valor promedio de 181.95°C (ver Anexo D).

Una vez aplicada la metodología de resistencias eléctricas se tiene que la bóveda tiene una pérdida de energía que se muestra en la tabla 16 (ver Anexo B, para el desarrollo del cálculo):

Tabla 16.- Pérdida de energía a través de la bóveda del fundidor

BÓVEDA Q(W)
111,946.0518

3.3.6.3.- Pérdidas de energía a través del muro delantero de la superestructura del fundidor

La temperatura interior del muro delantero fue de 1553°C, se tiene solo una lectura debido a que solo se encuentra un termopar presente en esa zona del espacio de combustión.

La temperatura exterior fue estimada mediante el empleo de una cámara térmica (marca Fluke, modelo Ti45) en la cual se obtuvo el valor promedio de 140.63°C (ver Anexo D).

Una vez aplicada la metodología de resistencias eléctricas se tiene que el muro delantero tiene una pérdida de energía que se puede observar en la tabla 17 (ver Anexo B, para el desarrollo del cálculo):

Tabla 17.- Pérdida de energía a través del muro delantero de la superestructura del fundidor

MURO DELANTERO Q(W)
17,577.4356

3.3.6.4.- Pérdidas de energía a través del muro trasero de la superestructura del fundidor

La temperatura interior del muro trasero fue de 1563°C, se tiene solo una lectura debido a que solo se encuentra un termopar presente en esa zona del espacio de combustión.

La temperatura exterior fue estimada mediante el empleo de una cámara térmica (marca Fluke, modelo Ti45) en la cual se obtuvo el valor promedio de 148.79°C (ver Anexo D).

Una vez aplicada la metodología de resistencias eléctricas se tiene que el muro trasero tiene una pérdida de energía como se puede observar en la tabla 18 (ver Anexo B, para el desarrollo del cálculo):

Tabla 18.- Pérdida de energía a través del muro trasero de la superestructura del fundidor

MURO TRASERO Q(W)
5,497.1911

3.3.6.5.- Pérdidas a través de la taza del fundidor

3.3.6.5.1.- Coeficiente de transferencia de calor por convección del vidrio

En el caso de las superficies interiores de los muros del horno en contacto con el vidrio se tiene que considerar la transferencia de calor por convección de éste hacia las superficies en el cálculo de las pérdidas de energía a través de la estructura.

En este caso se estimó el coeficiente de transferencia de calor por convección del vidrio de manera teórica, el cual su valor es $h = 4.4139 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ (ver anexo B para detalles de cálculo).

3.3.6.5.2.- Pérdidas de energía a través de los muros laterales de la taza de fusión

Las temperaturas interiores fueron tomadas mediante termopares presentes dentro del espacio del vidrio fundido y son iguales a las temperaturas de las demás superficies en contacto con el fundido, las cuales como se muestran en la tabla 19:

Tabla 19.- Temperaturas interiores en el espacio del vidrio

ESPACIO DE VIDRIO (°C)
1360
1345
1372
1374
Promedio 1362.75

Las temperaturas exteriores de los muros laterales de la taza de fusión fueron tomados iguales a los de la sección 3.3.6.1 y la pérdida de energía total de los muros laterales como se muestra en la tabla 20 (ver Anexo B, para desarrollo de los cálculos):

Tabla 20.- Pérdida de energía total a través de los muros laterales de la taza de fusión

MUROS LATERALES Q(W)
69,192.9093

3.3.6.5.3.- Pérdidas de energía a través de los muros trasero y delantero de la taza de fusión

Como se mencionó en la sección anterior, la temperatura interior se mantiene igual mientras que las temperaturas exteriores de los muros trasero y delantero de la taza de fusión se tomarán iguales a los muros trasero y delantero de la superestructura del fundidor sección 3.3.6.3 y 3.3.6.4 (148.79°C y 140.63°C).

Por lo que la pérdida total de energía se presenta en la tabla 21 (ver Anexo B, para desarrollo de cálculos):

Tabla 21.- Pérdida de energía total a través de los muros delantero y trasero de la taza de fusión

MUROS DELANTERO Y TRASERO Q(W)
36,182.397

3.3.6.5.4.- Pérdidas de energía a través del piso de la taza de fusión

Como se mencionó en la sección anterior, la temperatura interior se mantiene igual mientras que la temperatura exterior del piso de la taza de fusión se tomó como un promedio de la inspección mensual del horno, el cual es de 189.25°C.

Por lo que la pérdida total de energía se puede observar en la tabla 22 (ver Anexo B, para desarrollo de cálculos):

Tabla 22.- Pérdida de energía total a través del piso de la taza de fusión

PISO DE LA TAZA Q(W)
57,061.0505

Por lo que el flujo total de energía que escapa a través de la taza del fundidor es de **162,436.3569 W**.

CAPITULO 4

MODELO DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR RADIACIÓN

4.1.- MÉTODO DE RESOLUCIÓN EMPLEADO

En el análisis de la transferencia de calor por radiación de un espacio determinado debe de obtenerse la temperatura o la velocidad neta de transferencia de calor por este mecanismo para cada una de las superficies con el fin de obtener una solución para las temperaturas superficiales y las velocidades de transferencia de calor desconocidas.

En el análisis de la radiación existen infinidad de métodos de resolución, sin embargo a continuación se presentan los más sencillos en cuanto a aplicación:

- Método directo: Se conoce también como método matricial, ya que conduce a la solución de un sistema de ecuaciones, que se forman a partir de las siguientes:

$$\dot{Q}_i = A_i \sum_{j=1}^N F_{i \rightarrow j} (J_i - J_j) \dots (7)$$

$$\sigma T_i^4 = J_i + \frac{1 - \varepsilon_i}{\varepsilon_i} \sum_{j=1}^N F_{i \rightarrow j} (J_i - J_j) \dots (8)$$

Donde (7) es la ecuación para superficies con rapidez específica de transferencia neta de calor y (8) es la ecuación para superficies con temperatura específica.

- Método de redes: fue propuesto por A. K. Oppenheim en 1950, en donde se dibuja una red de resistencias superficiales asociada con cada superficie de un recinto y uniéndolas con la resistencia del espacio, luego se resuelve el problema tratándolo como redes eléctricas en donde la transferencia de calor por radiación reemplaza a la corriente y la radiosidad reemplaza al potencial.

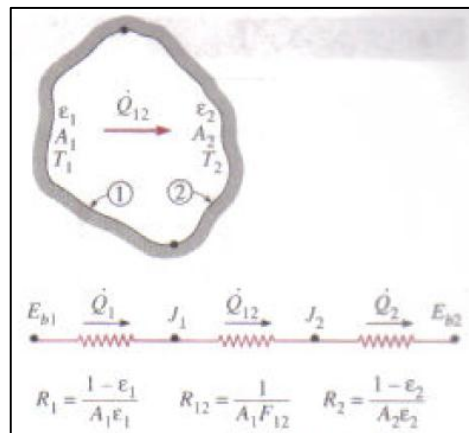


Figura 5.- Método de redes aplicado en un recinto cerrado de 2 superficies y la red de radiación asociado con él, [9].

En este caso se adoptó el método directo debido a la cantidad de superficies asociadas al espacio de combustión, ya que en el caso del método de redes eléctricas, el problema se complica cuando aparecen más de 3 superficies en el estudio y también por la rapidez de cálculo al poder emplear paquetes computacionales en su resolución.

4.2.- SOLUCIÓN AL MÉTODO DIRECTO

4.2.1.- Emisividad y absorptividad de gases

En el cálculo de la transferencia de calor por radiación, los gases presentes juegan un papel importante dado que por ejemplo, los que constan de moléculas monoatómicas como el Argón y el Helio y biatómicas como el N₂ y el O₂ son transparentes a la radiación, mientras que los gases con moléculas asimétricas como el H₂O, CO₂, CO, SO₂ y los hidrocarburos H_nC_m participan en el proceso de radiación por absorción, a temperaturas moderadas y por absorción y emisión a temperaturas elevadas como las que se encuentra en los espacios de combustión [9].

Por ejemplo, en nuestro caso de estudio existen cantidades suficientes de H₂O y CO₂ en el espacio de combustión y tienen que tomarse en cuenta su absorción y emisión en el modelo, como se muestra en la tabla 23.

Tabla 23.- Gases productos de la combustión y descomposición de materias primas (Tomado de la sección 3.3.3).

GAS	FLUJO (mol/hr)	%
CO ₂	5068.7554	18.85
N ₂	11894.8059	44.23
O ₂	436.6682	1.62
SO ₃	3.3255	0.01
H ₂ O	9484.1721	35.27
TOTAL	26887.7271	100

La temperatura promedio de los gases que se tomó en el espacio de combustión es de 1467°C (1740.15 K) y la temperatura promedio de las superficies interiores fue de 1563°C (1836.15 K), mientras que la presión atmosférica es de 0.5 atm. Para estimar las emisividades de estos gases primero se tiene que obtener su presión parcial, de la siguiente manera:

$$CO_2 - P_c = \left(\frac{18.85\%}{100} \right) * 0.5 \text{ atm} = 0.09425 \text{ atm}$$

$$H_2O. - P_W = \left(35.27\%/100\right) * 0.5 = 0.1763 \text{ atm}$$

Donde P_c y P_w , son las presiones parciales del CO_2 y H_2O respectivamente. Después se evaluará la longitud media del haz (L), que es la distancia media recorrida por el haz de radiación y se estima tomando en cuenta las condiciones de la tabla 24.

Tabla 24.- Longitud media del haz L para varias configuraciones geométricas, tomado de [9].

Configuración geométrica del volumen de gas	L
Hemisferio de radio R irradiando hacia el centro de su base	R
Esfera de diámetro D irradiando hacia su superficie	$0.65D$
Cilindro circular infinito de diámetro D irradiando hacia la superficie curva	$0.95D$
Cilindro circular semiinfinito de diámetro D irradiando hacia su base	$0.65D$
Cilindro circular semiinfinito de diámetro D irradiando hacia el centro de su base	$0.90D$
Cilindro semicircular infinito de radio R irradiando hacia el centro de su base	$1.26R$
Cilindro circular de altura igual al diámetro D irradiando hacia toda la superficie	$0.60D$
Cilindro circular de altura igual al diámetro D irradiando hacia el centro de su base	$0.71D$
Losa infinita de espesor D irradiando hacia cualquiera de los dos planos que la limitan	$1.80D$
Cubo de longitud L por lado irradiando hacia cualquiera de las caras	$0.66L$
Forma arbitraria de volumen V y área superficial A_s irradiando hacia la superficie	$3.6V/A_s$

Debido a las condiciones geométricas del espacio de combustión, se tomó la longitud media del haz como $1.80D$, donde D es igual a 0.9906 metros (Anexo D), por lo cual el valor de L es igual a 1.7831 m.

Teniendo los datos anteriores se utilizan los datos que se muestran en la figura 6 para obtener las emisividades de los gases:

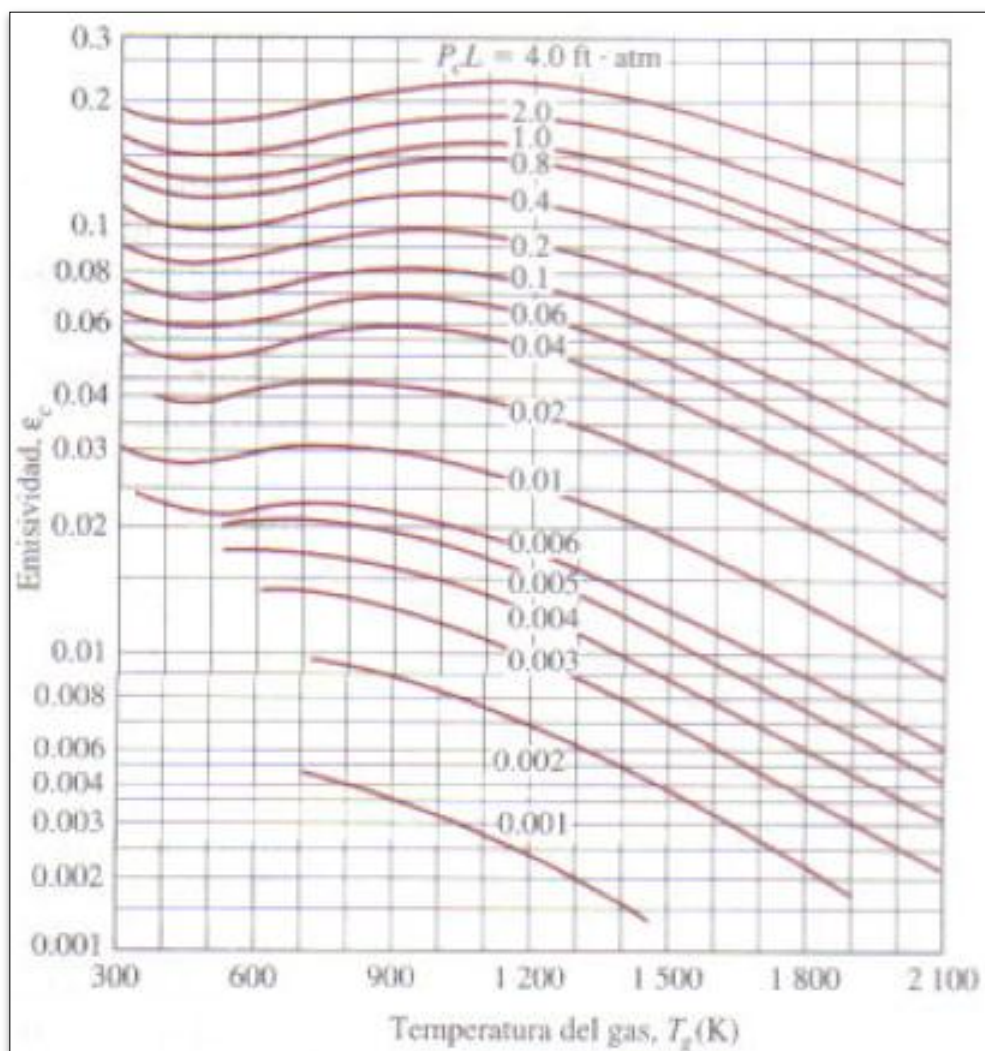


Figura 6.- Emisividad del gas CO_2 , en una mezcla de gases no participantes a una presión total de 1 atm, para una longitud media del haz L , ($1 \text{ m} \cdot \text{atm} = 3.28 \text{ ft} \cdot \text{atm}$)[9].

Para el caso del CO_2 que tiene un valor de $P_c L = 0.1680 \text{ m} \cdot \text{atm}$ ($0.5512 \text{ ft} \cdot \text{atm}$) y con la temperatura del gas previamente establecida, se tiene un valor de $\epsilon_c = 0.081$.

Para el caso del H_2O el cual tiene un valor de $P_w L = 0.3144 \text{ m} \cdot \text{atm}$ ($1.0315 \text{ ft} \cdot \text{atm}$) y con la temperatura del gas previamente establecida, se obtuvo de la figura 7, el valor de $\epsilon_w = 0.14$.

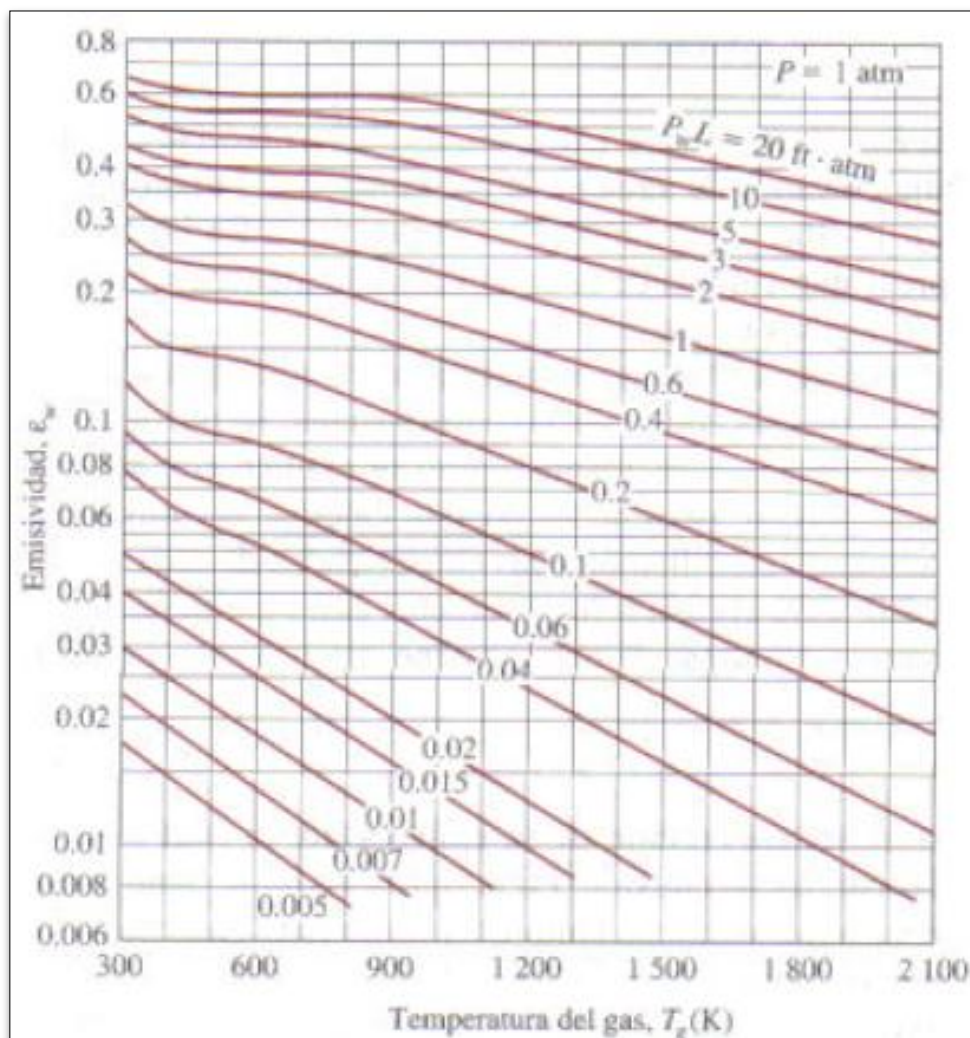


Figura 7.- Emisividad del gas H_2O , en una mezcla de gases no participantes a una presión total de 1 atm, para una longitud media del haz L , ($1 \text{ m} \cdot \text{atm} = 3.28 \text{ ft} \cdot \text{atm}$)[9].

Las emisividades anteriormente estimadas son a una presión de 1 atm, sin embargo como se comentó al inicio, la presión dentro de la cámara de combustión es de 0.5 atm, por lo que hay que afectar esos valores de emisión con un factor de corrección a cada uno de los gases, por lo que primero se tiene que evaluar los siguientes valores:

$$\frac{(P_w + P)}{2 \text{ atm}} = \frac{(0.1763 \text{ atm} + 0.5 \text{ atm})}{2 \text{ atm}} = 0.3381$$

Lo anterior es descrito para H_2O , mientras que para el CO_2 , es igual a la presión total en el espacio en estudio (0.5 atm). Con lo anterior se pueden utilizar los datos de las gráficas de la figura 8 para obtener los factores de corrección por presión atmosférica.

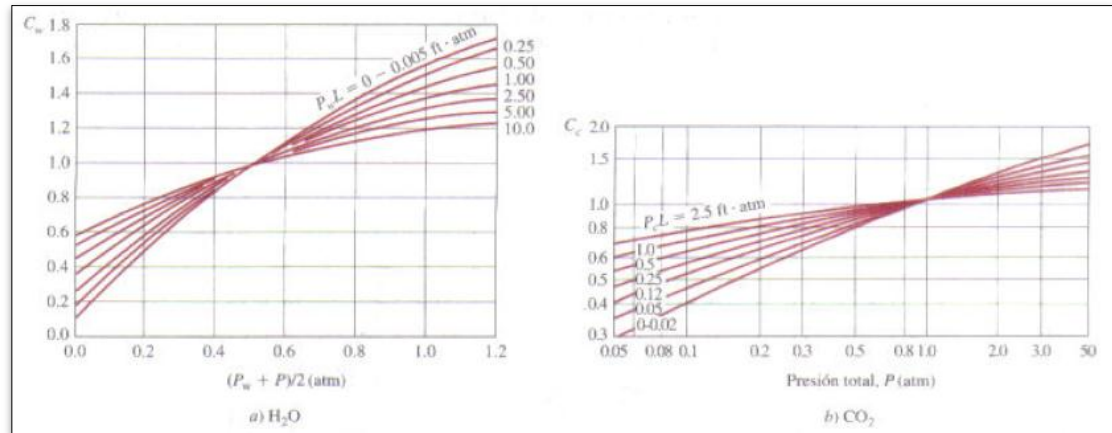


Figura 8.- Factores de corrección para los gases H_2O y CO_2 a presiones diferentes de 1 atm[9].

Con lo anterior los factores de corrección del CO_2 y H_2O quedan como $C_c = 0.9$ y $C_w = 0.8$, por lo que las emisividades de los gases ya corregidas son:

$$CO_2. - \varepsilon_c = C_c * \varepsilon_c = 0.9 * 0.081 = 0.0709 \dots (9)$$

$$H_2O. - \varepsilon_w = C_w * \varepsilon_w = 0.8 * 0.14 = 0.112 \dots (10)$$

Sin embargo los gases CO_2 y H_2O , coexisten en una mezcla con gases no participantes, por lo que hay que determinar una emisividad para esta.

Para la estimación de la emisividad de la mezcla de gases de CO_2 y H_2O , se utilizará la siguiente ecuación[9]:

$$\varepsilon_g = \varepsilon_c + \varepsilon_w - \Delta\varepsilon$$

$$\varepsilon_g = C_c \varepsilon_{c,1 atm} + C_w \varepsilon_{w,1 atm} - \Delta\varepsilon \dots (11)$$

Donde $\Delta\varepsilon$ es un factor de corrección de la emisividad, se determinaron con la figura 9.

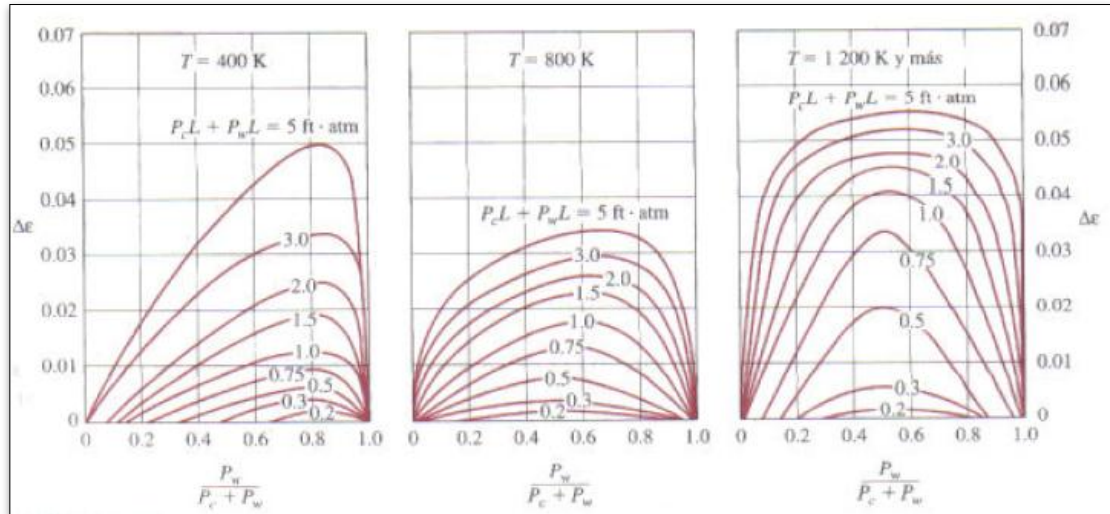


Figura 9.- Corrección $\Delta\epsilon$ de la emisividad para usarse en $\epsilon_g = \epsilon_w + \epsilon_c - \Delta\epsilon$ cuando están presentes tanto el CO_2 como el vapor de H_2O en una mezcla de gases ($1 \text{ m} \cdot \text{atm} = 3.28 \text{ ft} \cdot \text{atm}$)[9].

Con el valor de $P_w / (P_c + P_w) = 0.6516$ y una temperatura del gas de 1467°C (1740.15 K), el valor de $\Delta\epsilon = 0.045$, por lo que la emisividad de la mezcla de gases queda como:

$$\epsilon_g = C_c \epsilon_{c,1 \text{ atm}} + C_w \epsilon_{w,1 \text{ atm}} - \Delta\epsilon$$

$$\epsilon_g = 0.0709 + 0.1120 - 0.045 = 0.1379$$

En cuanto a las absorptividad de un gas que contiene los gases CO_2 y H_2O , para una radiación emitida por una fuente a la temperatura T_s (temperatura de la mampostería del horno), se determina de manera semejante con:

$$\alpha_g = \alpha_c + \alpha_w - \Delta\alpha \dots (12)$$

Donde $\Delta\alpha = \Delta\epsilon$ y se determina a la temperatura de la fuente (T_s) con la figura 9. Las absorptividades de los gases se determinan con las siguientes ecuaciones:

$$\text{CO}_2 \cdot \alpha_c = C_c * \left(\frac{T_g}{T_s} \right)^{0.65} * \epsilon_c \left(T_s, \frac{P_c L T_s}{T_g} \right) \dots (13)$$

$$H_2O. - \alpha_w = C_w \left(\frac{T_g}{T_s} \right)^{0.45} * \varepsilon_w \left(T_s, \frac{P_w L T_s}{T_g} \right) \dots (14)$$

Los valores de ε_c y ε_w deben de evaluarse usando T_s en vez de T_g , $P_c L T_s / T_g$ en lugar de $P_c L$ y $P_w L T_s / T_g$ en lugar de $P_w L$ en las figuras 6 y 7, mientras que los factores de corrección por presión atmosférica (C_c y C_w) permanecen iguales.

Al evaluar los valores de ε_c y ε_w se tuvo que son 0.08 y 0.099, por lo que las absorptividades de los gases son:

$$CO_2. - \alpha_c = 0.9 * \left(1740.15 / 1836.15 \right)^{0.65} * 0.08 = 0.0695$$

$$H_2O. - \alpha_w = 0.8 * \left(1740.15 / 1836.15 \right)^{0.45} * 0.099 = 0.0773$$

Con los valores anteriores y conociendo $\Delta\alpha$ aplicó la ecuación 12 y se determinó la absorptividad del CO_2 y H_2O en la mezcla de gases no participantes:

$$\alpha_g = 0.0695 + 0.0773 - 0.045 = 0.1018$$

4.2.2.- Factores de visión de las superficies del espacio de combustión.

La transferencia de calor que se da por radiación entre superficies depende de la orientación que cada una tenga respecto a la otra, entonces para tomar en cuenta el efecto de esta orientación, se define el parámetro del factor de visión, el cual es una cantidad puramente geométrica independiente de las propiedades de la superficie y de la temperatura.

El factor de visión de una superficie i hacia una superficie j se denota por $F_{i \rightarrow j}$

O solamente como F_{ij} y se define como:

$F_{i \rightarrow j}$ = La fracción de la radiación que sale de la superficie i y choca directamente contra la superficie j [9].

Las consideraciones geométricas de las superficies interiores del espacio de combustión fueron tomadas de la parte de Anexos B, mientras que los factores de visión de cada superficie se evaluaron con las figuras 10 y 11 que se muestran a continuación.

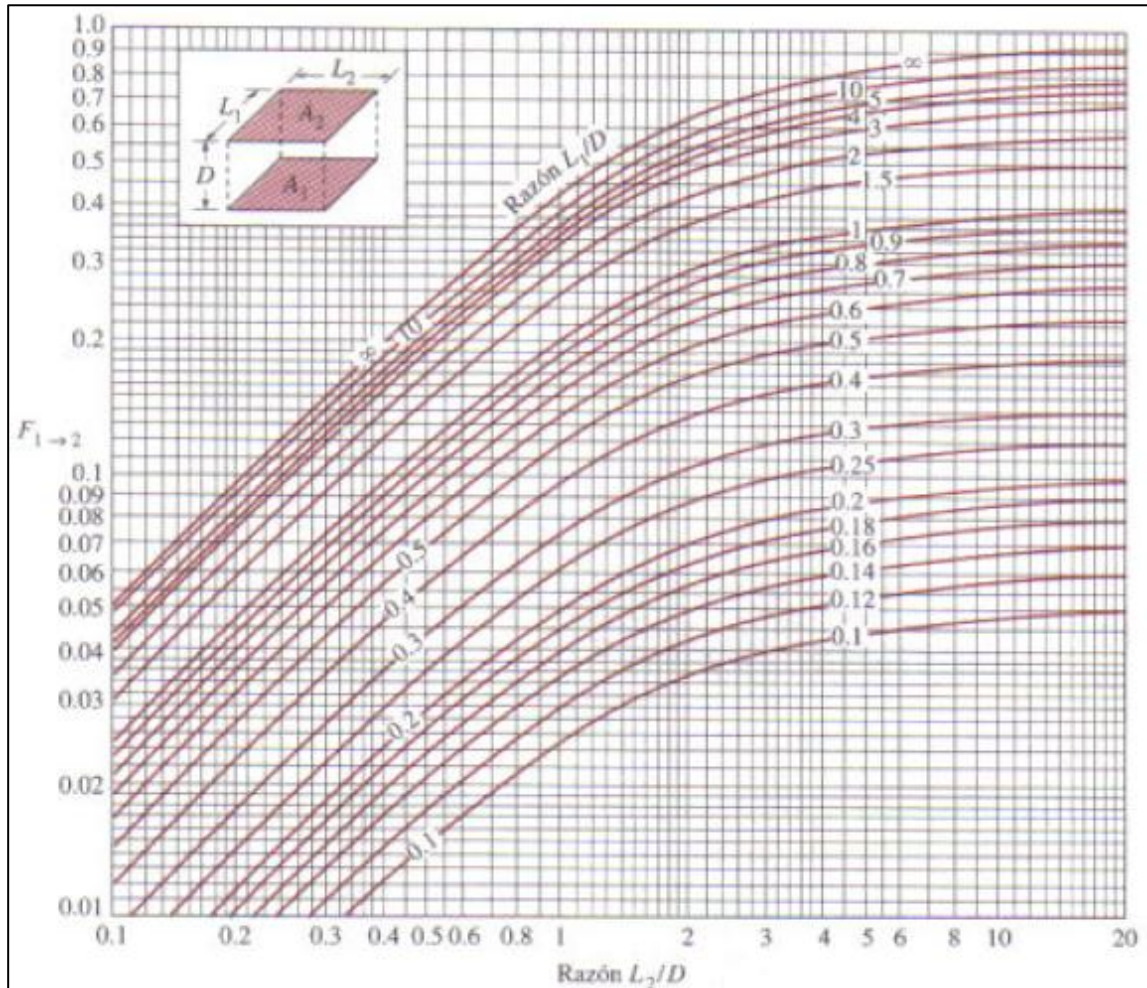


Figura 10.- Factor de visión entre 2 rectángulos paralelos alineados de igual tamaño.

Un ejemplo práctico de lo que es el factor de visión es que, no es lo mismo tomar un baño de sol estando de pie que estando recostado.

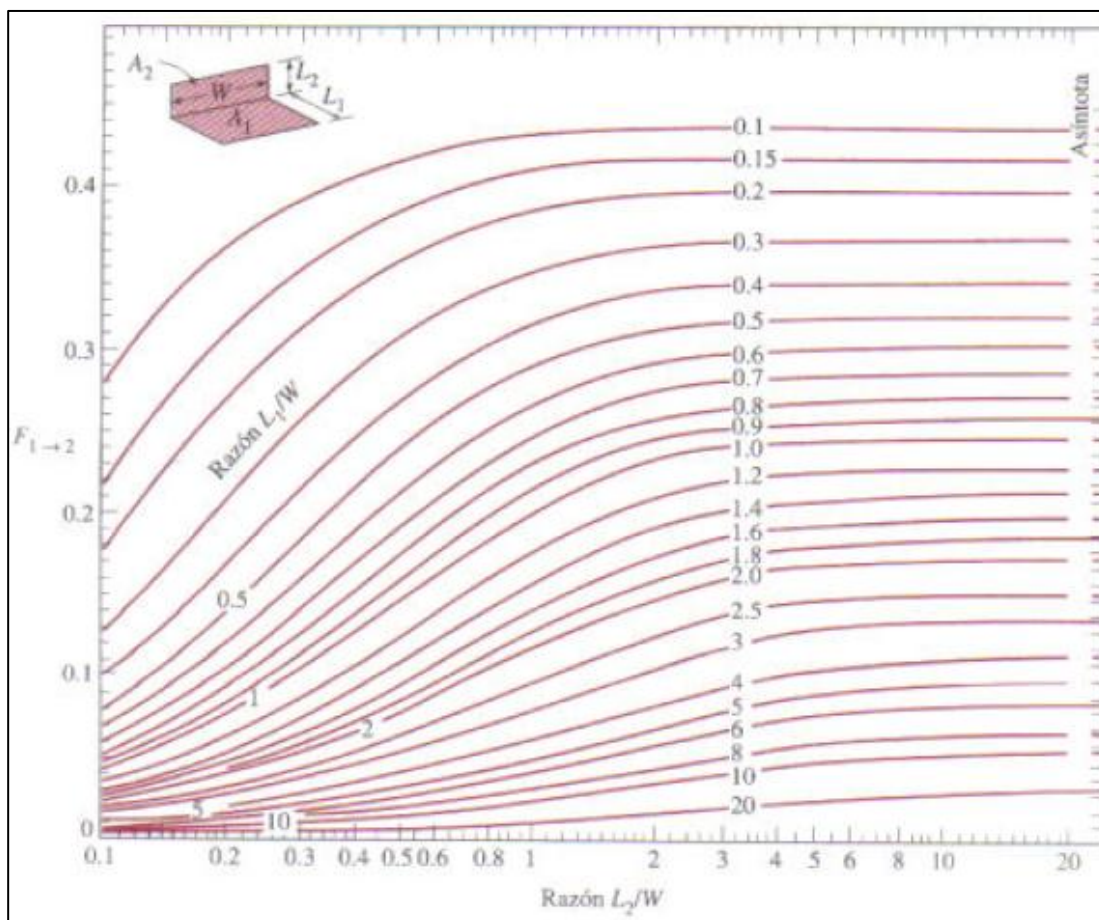


Figura 11.- Factor de visión entre 2 rectángulos perpendiculares con una arista en común.

Tabla 25.- Factores de visión de las superficies interiores del espacio de combustión.

	$F_{\text{muro trasero} \rightarrow}$	$F_{\text{muro norte} \rightarrow}$	$F_{\text{muro delantero} \rightarrow}$	$F_{\text{muro sur} \rightarrow}$	$F_{\text{bóveda} \rightarrow}$	$F_{\text{vidrio fundido} \rightarrow}$
MURO TRASERO	0	0.055	0.02	0.055	0.037	0.037
MURO NORTE	0.08	0	0.08	0.05	0.067	0.067
MURO DELANTERO	0.02	0.055	0	0.055	0.037	0.037
MURO SUR	0.08	0.055	0.08	0	0.067	0.067
BÓVEDA	0.41	0.445	0.41	0.445	0	0.792
VIDRIO FUNDIDO	0.41	0.445	0.41	0.445	0.792	0
TOTAL	1	1	1	1	1	1

Una de las condiciones más importantes respecto a los factores de visión es que tiene que cumplir con el principio de la conservación de la energía por lo que la radiación que sale de la superficie i tiene que ser interceptada por todas las superficies del recinto, por lo que la suma de los factores de visión desde la superficie i de un recinto cerrado hacia todas las superficies del propio recinto, incluso hacia sí misma, debe ser igual a la unidad [9], por lo que los valores dados en la tabla 25 cumplen con la condición.

4.2.3.- Arreglo matricial y resultados de radiosidades del método directo.

Se aplicó la ecuación 2 para establecer el sistema de ecuaciones debido a que solamente se desconoce el término de la radiosidad J (*energía total de radiación que sale de una superficies por unidad de tiempo y por unidad de área [9]*) y sustituyendo esos valores en la ecuación 1 para conocer la velocidad de transferencia de calor neta por radiación.

Para la aplicación de la ecuación 2 necesitamos conocer la temperatura interior de las superficies del espacio de combustión, así como las emisividades de cada una, las cuales son mostradas en la tabla 26.

Tabla 26.- Temperaturas y emisividades de las superficies interiores del espacio de combustión.

SUPERFICIE	T(°C)	T (K)	ϵ
MURO TRASERO (1)	1563	1836.15	0.8
MURO NORTE (2)	1558.7	1831.85	0.8
MURO DELANTERO(3)	1553	1826.15	0.8
MURO SUR (4)	1562.7	1835.35	0.8
BÓVEDA (5)	1519.33	1792.48	0.8
VIDRIO FUNDIDO (6)	1563	1836.15	0.86

Las temperaturas interiores de las superficies fueron medidas por termopares presentes en el espacio de combustión, mientras que las emisividades en este

tipo de sistema son típicamente mayores a 0.7 [9], sin embargo Dzyuzer [35] recomienda usar 0.8 en las consideraciones de los cálculos.

La emisividad de la superficie del vidrio en el espacio de combustión es la excepción a lo anteriormente descrito, debido a que cambia conforme avanza en la longitud del horno, por lo que fue evaluada con la figura 12, Abbassi [29].

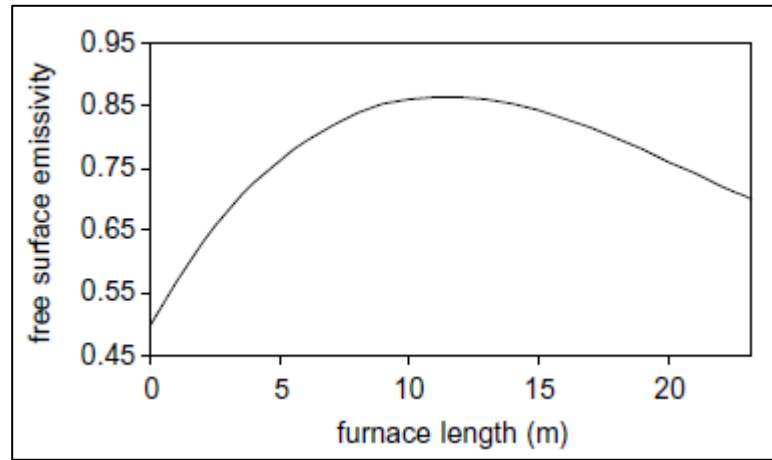


Figura 12.- Variación de la emisividad sobre el fundido y la superficie libre del bache a lo largo del horno.

A continuación se presenta el sistema de ecuaciones para la obtención de las radiosidades de las superficies de acuerdo a la ecuación (8):

Superficie 1 (Muro trasero)

$$\sigma T_1^4 = J_1 + \frac{1 - \varepsilon_1}{\varepsilon_1} [F_{1 \rightarrow 2}(J_1 - J_2) + F_{1 \rightarrow 3}(J_1 - J_3) + F_{1 \rightarrow 4}(J_1 - J_4) + F_{1 \rightarrow 5}(J_1 - J_5) + F_{1 \rightarrow 6}(J_1 - J_6)]$$

Superficie 2 (Muro norte)

$$\sigma T_2^4 = J_2 + \frac{1 - \varepsilon_2}{\varepsilon_2} [F_{2 \rightarrow 1}(J_2 - J_1) + F_{2 \rightarrow 3}(J_2 - J_3) + F_{2 \rightarrow 4}(J_2 - J_4) + F_{2 \rightarrow 5}(J_2 - J_5) + F_{2 \rightarrow 6}(J_2 - J_6)]$$

Superficie 3 (Muro delantero)

$$\sigma T_3^4 = J_3 + \frac{1 - \varepsilon_3}{\varepsilon_3} [F_{3 \rightarrow 1}(J_3 - J_1) + F_{3 \rightarrow 2}(J_3 - J_2) + F_{3 \rightarrow 4}(J_3 - J_4) + F_{3 \rightarrow 5}(J_3 - J_5) + F_{3 \rightarrow 6}(J_3 - J_6)]$$

Superficie 4 (Muro sur)

$$\sigma T_4^4 = J_4 + \frac{1 - \varepsilon_4}{\varepsilon_4} [F_{4 \rightarrow 1}(J_4 - J_1) + F_{4 \rightarrow 2}(J_4 - J_2) + F_{4 \rightarrow 3}(J_4 - J_3) + F_{4 \rightarrow 5}(J_4 - J_5) + F_{4 \rightarrow 6}(J_4 - J_6)]$$

Superficie 5 (Bóveda)

$$\sigma T_5^4 = J_5 + \frac{1 - \varepsilon_5}{\varepsilon_5} [F_{5 \rightarrow 1}(J_5 - J_1) + F_{5 \rightarrow 2}(J_5 - J_2) + F_{5 \rightarrow 3}(J_5 - J_3) + F_{5 \rightarrow 4}(J_5 - J_4) + F_{5 \rightarrow 6}(J_5 - J_6)]$$

Superficie 6 (Vidrio fundido)

$$\sigma T_6^4 = J_6 + \frac{1 - \varepsilon_6}{\varepsilon_6} [F_{6 \rightarrow 1}(J_6 - J_1) + F_{6 \rightarrow 2}(J_6 - J_2) + F_{6 \rightarrow 3}(J_6 - J_3) + F_{6 \rightarrow 4}(J_6 - J_4) + F_{6 \rightarrow 5}(J_6 - J_5)]$$

Sustituyendo los valores conocidos y despejando para las radiosidades, se genera la siguiente matriz:

1.250 J ₁	- 0.020 J ₂	-0.005 J ₃	-0.020 J ₄	-0.102 J ₅	-0.102 J ₆	644489.260
-0.014 J ₁	+0.264 J ₂	-0.014 J ₃	-0.014 J ₄	-0.111 J ₅	-0.111 J ₆	638473.230
-0.005 J ₁	-0.020 J ₂	-0.250 J ₃	-0.020 J ₄	-0.102 J ₅	-0.102 J ₆	630563.530
-0.014 J ₁	-0.012 J ₂	-0.014 J ₃	+0.262 J ₄	-0.111 J ₅	-0.111 J ₆	644068.170
-0.009 J ₁	-0.017 J ₂	-0.009 J ₃	-0.017 J ₄	+0.250 J ₅	-0.198 J ₆	585329.390
- 0.006 J ₁	-0.011 J ₂	-0.006 J ₃	-0.011 J ₄	-0.129 J ₅	+0.163 J ₆	644489.260

Resolviendo la matriz dada por cualquier método de solución para este tipo de sistemas, proporciona los resultados de las radiosidades para las distintas

superficies interiores de la cámara de combustión del horno, las cuales se muestran en la tabla 27:

Tabla 27.- Radiosidades de las distintas superficies interiores

Nomenclatura	Superficies	J(W/m ²)
J1	Muro trasero	835,618.96
J2	Muro norte	833,050.14
J3	Muro delantero	822,198.85
J4	Muro sur	838,477.66
J5	Bóveda	780,663.251
J6	Vidrio fundido	773,121.84

CAPITULO 5

DISEÑO DE TAZA DE FUSIÓN

5.1.- INTRODUCCIÓN

En la actualidad el diseño de hornos ha ido mejorando a través de los años, ya que, hace algunas décadas el uso ineficiente del combustible no representaba problema alguno y era aceptado el mal uso del mismo hasta cierto punto, mientras que en la actualidad, el continuo incremento en el precio de los combustibles, como el gas natural, hace que el consumo de combustible sea una de las variables de diseño más importantes a considerar, ya que el costo de construcción y operación de los hornos, afecta directamente el costo del producto final y lo que cualquier compañía busca es permanecer en el mercado con una alta competencia.

Entonces la industria debe de establecer su meta en el diseño propio del horno ya que los problemas que se presenten durante la subsecuente operación son

directamente relacionados por un estudio apresurado o insatisfactorio en su etapa de diseño. El continuo uso de los hornos hace imposible actualizarlos durante periodos de servicio, entonces, por esta razón, determinar la meta del nuevo diseño es un paso necesario para permanecer competitivos durante la vida útil del horno [33], figura 13.

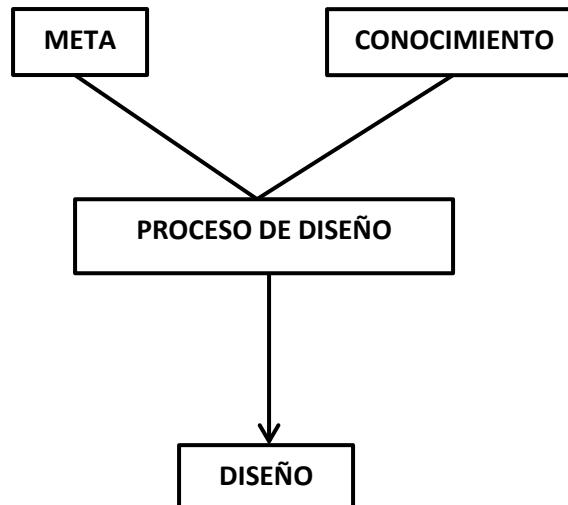


Figura 13.- Modelo conceptual del diseño,[33]

5.2.- DISEÑO DE TAZA DE FUSIÓN

A continuación se presenta el redimensionamiento del horno que se estudió previamente, utilizando la metodología de balance de calor y empleando el modelo de radiación previsto para conocer más sus características y comparar los resultados del nuevo horno previamente analizado.

Primero que nada hay que dimensionar de nuevo el horno, y para esto se requieren los primeros datos de entrada, los cuales son, *el estiraje*, el cual será el mismo de 152 ton/día, mientras que la *salida específica de vidrio* se tomará como 2.5 ton/ (m² * día), es aquí donde se encontró la primer diferencia en el diseño, ya que estos autores [8, 33], mencionan que la salida específica de vidrio en este tipo de horno debe ser >2.5 ton/ (m² * día), mientras que en el horno analizado previamente, tenía un estiraje específico de 2.27 ton/ (m² * día).

En general, el cálculo y diseño de un tanque de fusión se reduce a determinar sus dimensiones geométricas y la estructura de mampostería de las superficies protectoras, con los datos anteriormente dados, se puede determinar la nueva área de fusión:

$$\text{Area de fusion } (F_F) = \frac{\text{Estiraje diario } \left(\frac{\text{ton}}{\text{día}}\right)}{\text{Estiraje específico } \left(\frac{\text{ton}}{\text{m}^2} \cdot \text{día}\right)}$$

$$F_F = \frac{152 \text{ ton/día}}{2.5 \text{ ton/m}^2 \cdot \text{día}} = 60.8 \text{ m}^2$$

La relación de longitud y ancho del tanque es determinada por las condición $L_f/B_f = 1.5 - 1.7$; entonces, para un valor promedio de L_f/B_f tenemos[8]:

$$L_f = \sqrt{(1.5 - 1.7)F_F}$$

$$L_f = \sqrt{(1.6) * 60.8} = 9.86 \text{ m}$$

$$L_f/B_f = 1.6$$

$$B_f = L_f/1.6 = 9.86/1.6 = 6.1625 \text{ m}$$

Por lo que el área de fusión del tanque queda finalmente como:

$$F_F = L_f * B_f$$

$$F_F = (9.86 \text{ m}) * (6.1625 \text{ m}) = 60.76225 \text{ m}^2$$

Ahora evaluando el estiraje específico, se tiene:

$$\text{Estiraje específico } \left(\frac{\text{ton}}{\text{m}^2 \cdot \text{día}}\right) = \frac{\text{Estiraje diario } \left(\frac{\text{ton}}{\text{día}}\right)}{\text{area de fusión, } F_F \text{ (m}^2\text{)}}$$

$$\text{Estiraje específico } \left(\frac{\text{ton}}{\text{m}^2 \cdot \text{día}}\right) = \frac{152 \text{ ton/día}}{60.76225 \text{ m}^2} = 2.5015 \frac{\text{ton}}{\text{m}^2 \cdot \text{día}}$$

Ya con todo lo anterior, tenemos las nuevas dimensiones del horno, el cual tiene un área de fusión de 60.76225 m^2 , que comparado con el horno al que se le efectuó el balance de calor este tiene 6.128 m^2 menos área de fusión. Con lo cual se puede observar que al disminuir el área de fusión, se puede aumentar el estiraje específico.

Podemos observar entonces que los valores de áreas anteriormente mencionados, caen dentro del rango de 30 a 160 m^2 , el cual mencionan los autores [15], que son los límites definidos para este tipo de hornos. Incrementando el área del tanque por encima de estos valores hace más difícil el controlar la operación térmica del horno.

5.2.1.- Balance de calor

A continuación se presenta un balance de calor al horno con las nuevas dimensiones dadas, para establecer el consumo de combustible para el proceso de fusión del vidrio, el balance se efectuó de la misma manera vista en el capítulo 3.

En la tabla 28 se presentan los resultados del balance de calor con las nuevas dimensiones en el horno.

Tabla 28.- Entradas de energía a la taza de fusión

ENTRADAS DE ENERGÍA	kJ/hr	kW	%
Calor físico del gas natural.	32,904	9.140	0.077
Reacción de combustión	30,872,002	8,575.556	72.406
Calor físico del oxígeno	4,827.24	1.341	0.011
Calor físico del aire	11,569,500	3,213.75	27.135
Calor físico mezcla de materias primas	158,146.791	43.930	0.371
TOTAL	42,637,380.03	11,843.717	100

En las entradas de energía a la zona del proceso tecnológico se evaluaron a partir de la exigencia energética del horno, por lo que primero evaluamos las salidas de energía para llegar a los resultados anteriores.

Habiendo analizado las salidas de energía se logró determinar el consumo de combustible necesario para el proceso, ya con las nuevas dimensiones del horno, quedaron como sigue:

Sistema gas natural + aire

Gas: 802.33 m³/hora

Aire: 8825.60 m³/hora

Como se observa se sigue manteniendo la relación aire/gas en 11/1, para este sistema de combustión.

Sistema gas natural + oxígeno (“oxyboosting”)

Gas natural: 78.67 m³/hora

Oxígeno: 157.35 m³/hora

Como se puede observar en este sistema también se sigue manteniendo la relación oxígeno/gas en 2/1.

Comparando el consumo de combustible anteriormente obtenido, con el inicial, se puede observar en la tabla 29 que hay un ahorro de 4 m³/hora de gas natural, mientras que un valor de 0.66 m³/hora de oxígeno.

Tabla 29.- Salidas de energía en la taza de fusión

SALIDAS DE ENERGÍA	kJ/h	kW	%
Calor requerido por las materias primas	16,164,466.38	4,490.129	39.167
Evaporación del agua	2,522,836.031	700.788	6.113
Gases de combustión	14,937,286.46	4,149.246	36.194

Tabla 29.- Salidas de energía en la taza de fusión

SALIDAS DE ENERGÍA	kJ/h	kW	%
Radiación	66,415.500	18.449	0.161
Descuidos o fugas	6,395,607.005	1776.557	15.497
A través de la estructura	1,183,463.89	328.740	2.868
TOTAL	41,270,075.270	11,463.910	100

Las consideraciones efectuadas en la evaluación de las salidas de energía fueron generalmente con base al área de fusión obtenida como resultado del redimensionamiento del horno, más sin embargo, en el caso de las pérdidas de energía a través de la estructura, se tomó que la configuración geométrica de los muros en cuanto a la aplicación del material refractario será la misma. Aunque para evaluar esta pérdida de energía, se necesitan de las temperaturas interiores de los muros de la taza de fusión, por lo que se aplicó el método presentado por Dzyuzer, Shvydkii y Sadykov [25, 35] el cual proporciona el campo de temperaturas para cada una de las superficies de la taza de fusión, en función de la geometría del horno, en este caso el área de fusión. Este método solo se puede aplicar en hornos regenerativos para vidrio cuyo tipo de flama sea en forma de herradura, como, nuestro caso.

A continuación se presentan las ecuaciones empleadas:

Corona en el espacio de trabajo

$$t_{cr}(x_1, y_1) = 1399.65 + 511.682x_1 - 279.713y_1 - 327.564x_1^2 + 52.049x_1y_1 + 82.726y_1^2 \dots (15)$$

Muro longitudinal derecho (lado calentado del horno)

$$t_{long.rh}(x_1, z_1) = 1313.145 + 761.654x_1 + 490.176z_1 - 542.979x_1^2 - 275.787x_1z_1 - 1646.567z_1^2 \dots (16)$$

Muro longitudinal izquierdo

$$t_{long.lh}(x_1, z_1) = 1278.097 + 422.825x_1 + 408.297z_1 - 208.091x_1^2 - 128.85x_1z_1 - 1567.367z_1^2 \dots (17)$$

Muro final

$$t_{e.ft}(y_1, z_1) = 1575.210 - 14.301y_1 - 350.668z_1 + 24.909y_1^2 - 361.626y_1z_1 - 398.718z_1^2 \dots (18)$$

Superficie del vidrio fundido

$$t_{mg}(x_1, y_1) = 1132.904 + 931.278x_1 + 67.537y_1 - 675.024x_1^2 + 4.178x_1y_1 - 130.010y_1^2 \dots (19)$$

Donde x_1 , y_1 y z_1 son respectivamente, x/L_f , y/L_f y z/L_f ; donde L_f es la longitud del espacio de combustión en metros, mientras que las ecuaciones proporcionan el campo de temperatura en °C.

A continuación en las figuras 14 a 18 se presentan los campos de temperatura de los muros interiores del espacio de combustión, obtenidos con la metodología anterior, lo cual nos ayudó a comprender mejor la distribución de la temperatura en este tipo de sistema con este tipo de flama, (tipo de herradura), que se ha encontrado que es el tipo más eficiente que se puede utilizar en los hornos del tipo regenerativos.

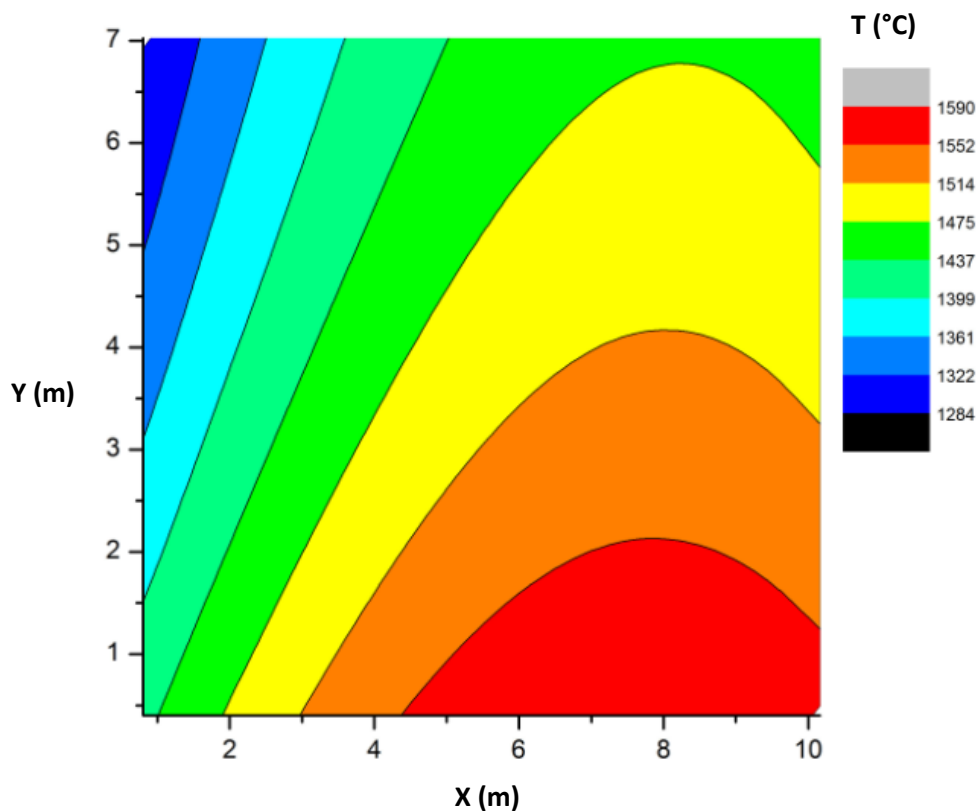


Figura 14.- Campo de temperaturas interiores de la corona del fundidor.

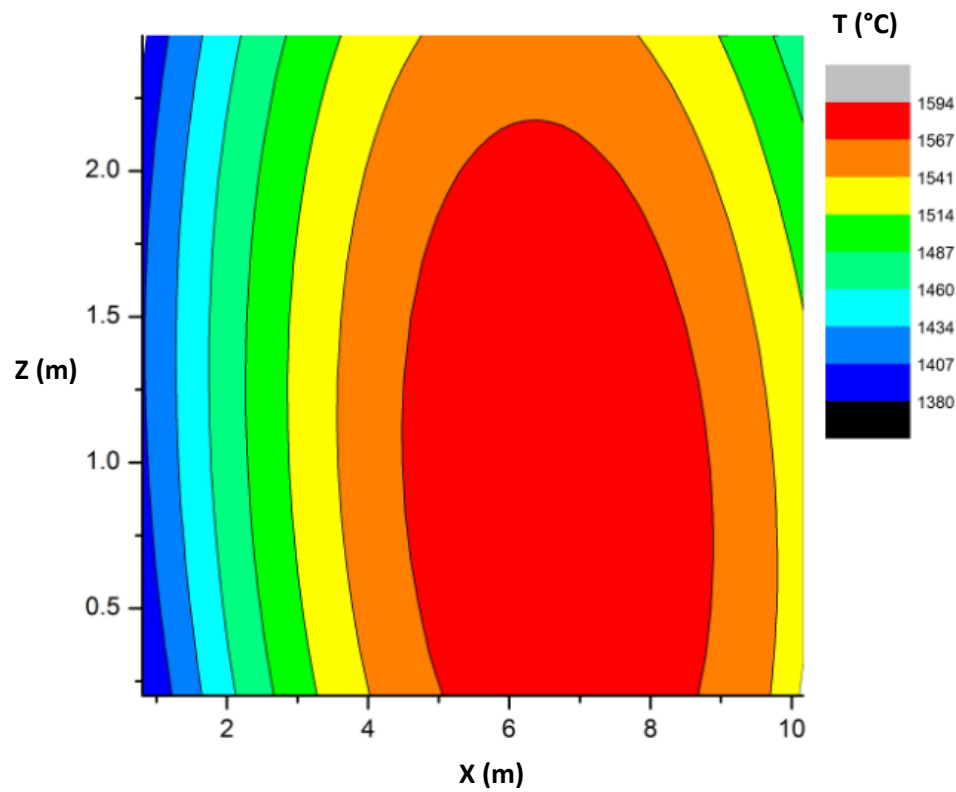


Figura 15.- Campo de temperaturas interiores del muro derecho del fundidor.

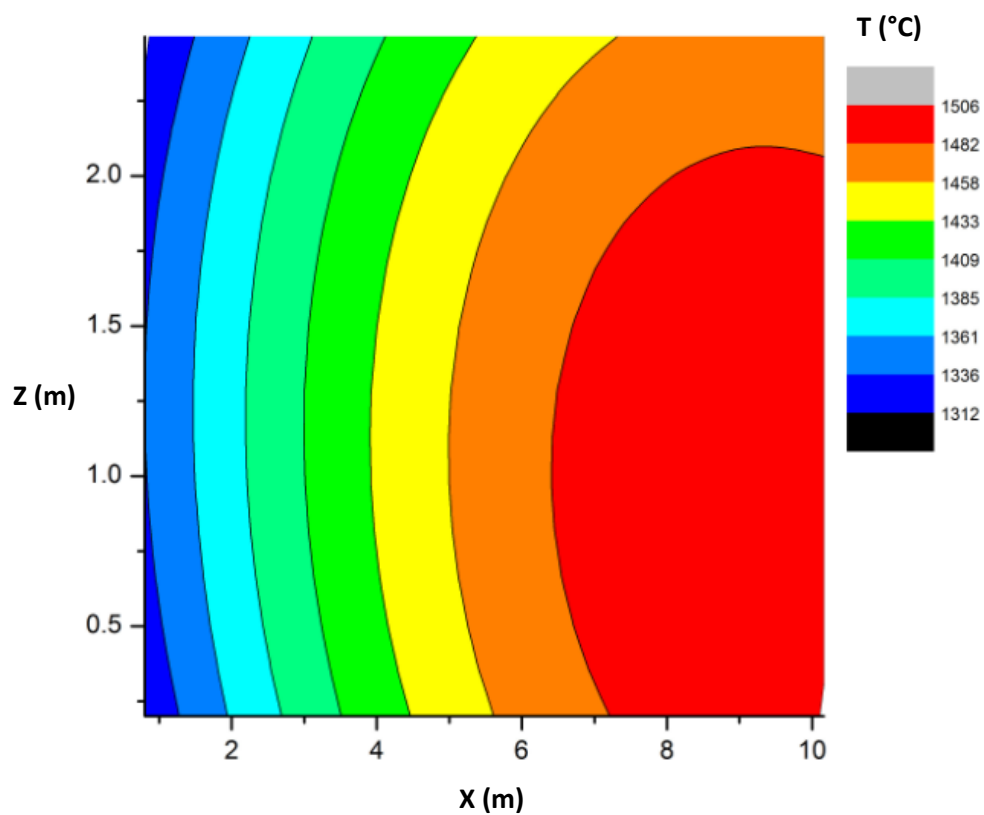


Figura 16.- Campo de temperaturas interiores del muro izquierdo del fundidor

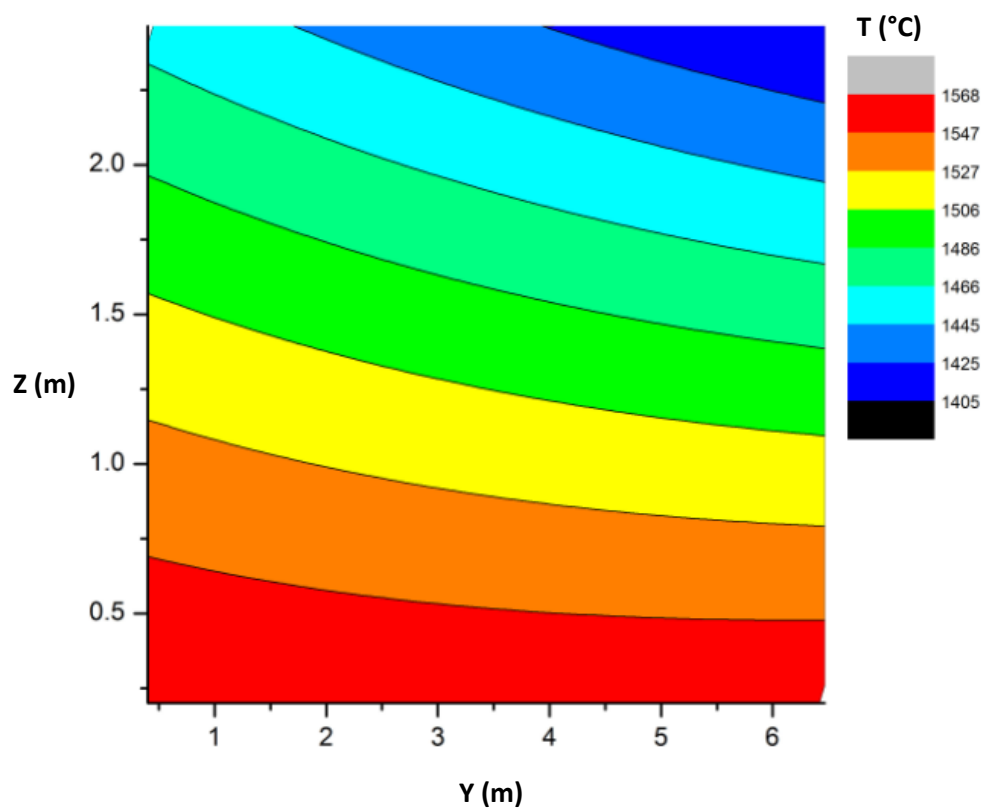


Figura 17.- Campo de temperaturas interiores del muro final del fundidor

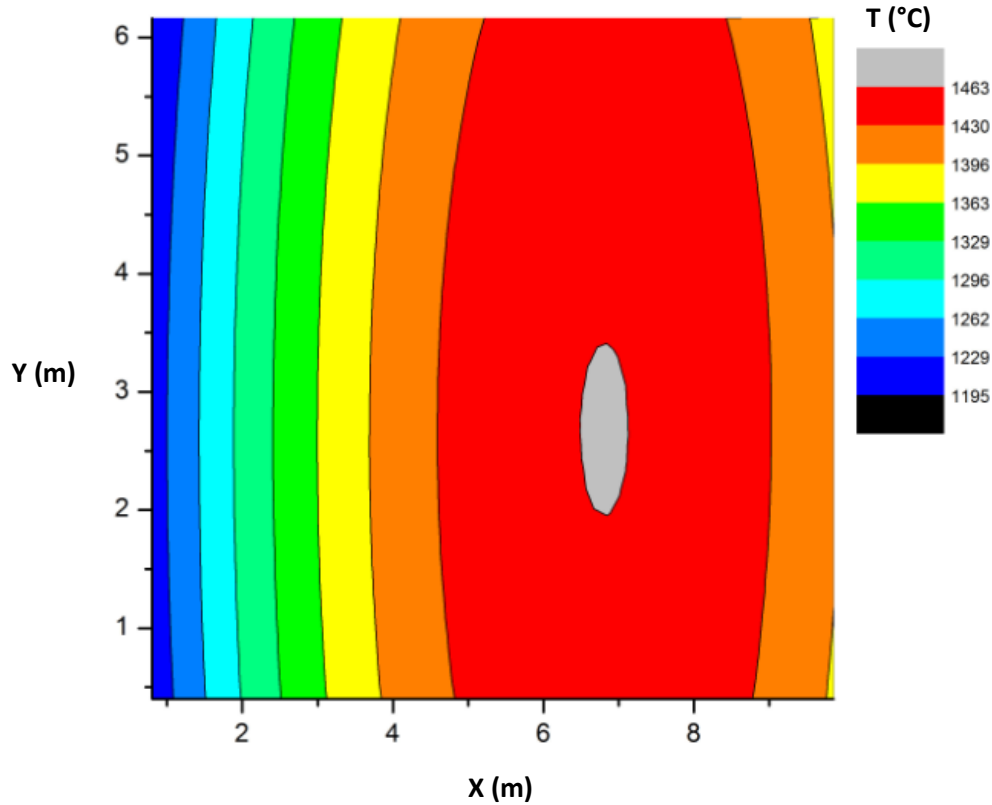


Figura 18.- Campo de temperaturas interiores de la superficie del vidrio fundido.

5.2.2.- Radiación en el espacio de combustión

Se aplicará el método directo en la evaluación del comportamiento radiativo del espacio de combustión, como vimos en el capítulo 4.

La geometría del espacio de combustión queda muy parecida a la que vimos en el capítulo 4, (tabla 25) por lo que los factores de visión empleados en ese capítulo serán de utilidad en la evaluación de la radiación de este horno.

Tabla 30.- Temperaturas y emisividades de las superficies interiores del espacio de combustión.

SUPERFICIE	T(°C)	T (K)	ϵ
MURO TRASERO (1)	1563	1836.15	0.8
MURO NORTE (2)	1526.51	1799.66	0.8
MURO DELANTERO(3)	1496.98	1770.13	0.8
MURO SUR (4)	1439.45	1712.60	0.8

Tabla 30.- Temperaturas y emisividades de las superficies interiores del espacio de combustión.

SUPERFICIE	T(°C)	T (K)	ϵ
BÓVEDA (5)	1474.36	1747.51	0.8
VIDRIO FUNDIDO (6)	1388.13	1661.28	0.86

Las temperaturas interiores mostradas en la tabla anterior, son el promedio de los campos de temperatura obtenidos a partir de la metodología vista por Dzyuzer,, Shvydkii y Sadykov [25, 35], mientras que las emisividades de los muros interiores son típicamente mayores a 0.7 en este tipo de sistema [9], sin embargo Dzyuzer [35] recomienda usar 0.8 en las consideraciones de cálculo. La emisividad del vidrio se tomó a partir de la figura 12 del capítulo 4.

Con todo lo anterior, aplicando la ecuación (8) vista en el capítulo 4 y despejando para las radiosidades, se obtuvo el siguiente sistema de ecuaciones, que al resolverlo proporciona las radiosidades que cada superficie.

$1.250 J_1$	$-0.020 J_2$	$-0.005 J_3$	$-0.020 J_4$	$-0.102 J_5$	$-0.102 J_6$	644489.260
$-0.014 J_1$	$+0.264 J_2$	$-0.014 J_3$	$-0.014 J_4$	$-0.111 J_5$	$-0.111 J_6$	594766.970
$-0.005 J_1$	$-0.020 J_2$	$-0.250 J_3$	$-0.020 J_4$	$-0.102 J_5$	$-0.102 J_6$	556688.870
$-0.014 J_1$	$-0.012 J_2$	$-0.014 J_3$	$+0.262 J_4$	$-0.111 J_5$	$-0.111 J_6$	487757.300
$-0.009 J_1$	$-0.017 J_2$	$-0.009 J_3$	$-0.017 J_4$	$+0.250 J_5$	$-0.198 J_6$	528767.460
$-0.006 J_1$	$-0.011 J_2$	$-0.006 J_3$	$-0.011 J_4$	$-0.129 J_5$	$+0.163 J_6$	431879.680

Resolviendo la matriz dada por cualquier método de solución para este tipo de sistemas, se encuentran los resultados de las radiosidades para las distintas superficies interiores de la cámara de combustión del horno, las cuales se muestran en la tabla 31:

Tabla 31.- Radiosidades de las distintas superficies interiores

Nomenclatura	Superficies	J(W/m ²)
J1	Muro trasero	783,615.83
J2	Muro norte	746,675.57
J3	Muro delantero	699,208.93
J4	Muro sur	640,371.59
J5	Bóveda	671,947.99
J6	Vidrio fundido	542,328.13

Una vez conociendo los datos anteriores, es posible establecer la velocidad de transferencia de calor por radiación de acuerdo a la ecuación (7), vista en el capítulo 4, por lo que los resultados de esa evaluación se presentan en la tabla 32.

Tabla 32.- Velocidad de transferencia de calor por radiación de las superficies interiores del espacio de combustión

Superficie	Q (W)
Muro trasero	(-) 1,381,271.21
Muro norte	(-)1,392,047.75
Muro delantero	(-) 780,632.11
Muro sur	(-)294,470.22
Bóveda	(-)5,984,178.02
Vidrio fundido	8,329,657.43

En cuanto a los resultados del balance de energía del horno redimensionado tenemos que aplicando la ley de la conservación de la energía se tendría que Entradas de energía = Salidas de energía, sin embargo se tiene un desbalance de 379.807 kW, lo que sería una desviación del 3.207%, lo cual se puede despreciar ya que se tiene a favor las entradas de energía, teniendo el sistema un poco sobrado.

CAPITULO 6

RESULTADOS Y DISCUSIONES

6.1.- BALANCE DE ENERGÍA

6.1.1.- Entradas de energía

6.1.1.1.- Calor físico del gas natural (Metano, CH₄)

Este calor físico del gas natural es la energía que almacena el propio combustible y que libera durante el proceso de combustión, el resultado de la evaluación de este concepto es de 33,048 kJ/h (0.077% de las entradas) mientras que en diferentes investigaciones se ha encontrado que este concepto se encuentra en valores entre 0.09% y 0.28% del total de entradas [6, 12, 15, 17, 18] para hornos regenerativos con un estiraje de 240 y 320 ton/día, como se puede observar, el resultado obtenido se asemeja mucho a los resultados de los autores para distintos artículos, lo cual corrobora el resultado.

6.1.1.2.- Reacción de combustión

En esta sección se empleó el poder calorífico inferior cuyo valor usado para el cálculo de esta partida fue el de 35.042 MJ/m³ [7, 28, 34]. El resultado obtenido fue de 31, 021, 170 kJ/h (72.4% de las entradas) mientras que en diferentes investigaciones se ha encontrado que este concepto oscila entre 60-65% del total de las entradas de energía en un balance para hornos de 240 y 320 ton/día [6, 12, 15, 17, 18], como se puede observar el valor se acerca mucho al obtenido por los autores, sin embargo la pequeña diferencia se puede atribuir a las consideraciones efectuadas durante la ejecución del cálculo, en la toma de datos térmicos, como lo es el calor específico, ya que el método utilizado para el cálculo fue el mismo que el de otros autores.

6.1.1.3.- Calor físico del oxígeno

Al igual que en el calor físico del gas natural, esta sección se encuentra en función del consumo de oxígeno del sistema llamado “oxyboosting”, en este caso con un valor calculado de 4,827.240 kJ/h (0.011% de las entradas), específicamente no se encontró un valor reportado para esta sección, como en los puntos anteriores, debido a que en esos artículos el estudio se realizó utilizando sólo el sistema gas natural + aire en la combustión de los hornos regenerativos, sin embargo, la base del cálculo del calor físico sigue siendo la misma para este caso, la cual proporcionó el resultado anterior.

6.1.1.4.- Calor físico del aire

Se consideró esta sección en las entradas de energía debido a que esta cantidad de aire es proveniente de las cámaras regenerativas del horno, la cantidad evaluada fue de 11,626,164 kJ/h (27.142% de las entradas), autores reportan valores de 34-35% del total de entradas para este concepto [6, 12, 15, 17, 18], entonces se puede observar que el resultado se asemeja mucho al de los autores, y reiterando, la pequeña diferencia se le atribuye a las consideraciones en la toma de datos para el cálculo, ya que se utilizó la misma metodología de cálculo que la mencionada en los artículos.

6.1.1.5.- Calor físico de mezcla de materias primas

Este calor físico es liberado durante el proceso de fusión en la taza del horno, el resultado de esta evaluación es de 158,146.7911 kJ/h (0.370% de las entradas). Con este concepto pasó lo mismo que con el del calor físico del oxígeno, específicamente no se encontró un valor reportado para esta sección, tal vez por la cantidad pequeña que proporciona, los investigadores no la reportan dentro de los balances de energía.

6.1.2.- Salidas de energía

6.1.2.1.- Calor requerido por las materias primas

Para esta sección se evaluó mediante rampas de calentamiento determinadas las temperaturas de descomposición de las materias primas que liberan gases durante el proceso de formación de vidrio, así es como se obtuvieron los resultados de 2552.284 kJ/kg de vidrio, el cual es un valor muy cercano al reportado por Sardeshpande e Ibarra [11, 19] el cual es de 2671 kJ/kg de vidrio para vidrios sódico-cálcicos, considerando que el vidrio no presenta “cullet” en su composición, por ejemplo si usáramos un 50% de “cullet” el autor menciona que el requerimiento de calor sería de 2275 kJ/kg, esto es debido a que reduce el calor de reacción del vidrio, ya que el “cullet” no necesita de él por ser ya un material vítreo, mientras que otro autor reporta un valor mínimo teórico de 2340 kJ/kg[17]; la diferencia entre el resultado obtenido y el valor reportado se debe principalmente a las materias primas empleadas. Entonces al adaptar este valor al balance, nos da el valor de 16, 164, 466.38 kJ/h (38.947% de las salidas) y este concepto los autores lo reportan con valores entre 37-41% del total de las salidas [6, 12, 15, 17, 18], lo cual es muy cercano al resultado obtenido en esta investigación.

6.1.2.2.- Evaporación del agua del lote de materias primas

Se consideró esta etapa debido a que se le agrega de un 3 a un 5% de agua a la mezcla de materias primas para disminuir la contaminación por polvo, el valor

que se obtuvo en el presente trabajo fue de 2,522,836.031 kJ/h (6.079% de las salidas) no se encontró en la literatura un valor reportado con que compararlo bajo las mismas condiciones, sin embargo mencionan en [12], que por cada 1% de humedad extra en la mezcla de materias primas se incrementa el consumo de energía en un 1.5-2%, por otro lado el uso de la humedad en la mezcla se justifica, ya que evita la aglomeración durante el transporte a las tolvas de alimentación de los hornos y limita en cierta parte la problemática del “carry over” durante el proceso de fusión, entonces estos autores [12] mencionan también que el contenido de humedad óptimo empleado es de un 3-4% de la masa de la mezcla, en este caso se tomó el valor de 5%, por lo que estar 1% por encima de lo mencionado en la literatura puede ser despreciable.

6.1.2.3.- Gases de combustión

Proporciona como resultado el valor de 14, 996, 644.980 kJ/h (36.134% de las salidas). Es un valor alto, pero considerando el tipo de horno, el cual es regenerativo era un valor esperado. Comparándolo con los resultados reportados de los autores [6, 12, 15, 17, 18], los cuales dicen que esta partida representa desde un 45 a un 48% de las salidas en los balances que ellos efectuaron, indica que el resultado obtenido es un valor aceptable para este balance y reafirma que hay que mejorar en los diseños de las cámaras regeneradoras de estos horno, ya que es un campo de oportunidad en el ahorro de energía. Otro ejemplo para validar este resultado es lo que Sardeshapnde [11] menciona, que los gases, solamente del producto de las materias primas, retiran del sistema 298 kJ/kg y el resultado que se obtuvo para este rubro fue de 304.03 kJ/kg, los cuales ya se encuentran considerados dentro del total de pérdidas de gases de combustión.

6.1.2.4.- Radiación en el exterior del horno

Este apartado proporciona un valor de 66, 415.500 kJ/h (0.16% de las salidas). Para su estimación se consideraron estas juntas como cuerpos negros, tomándose como superficies emisoras y absorbedoras perfectas [9]. Y como en

resultados anteriores, no se encontró un valor procedente de la literatura para comparar el resultado, sin embargo, como se puede observar es el valor más bajo en los rubros de salidas.

6.1.2.5.- Pérdidas por descuido o fugas

Estas pérdidas entran como un porcentaje del total de entradas, que según la literatura consultada [52] dice que son un 15% de pérdidas por este concepto, lo evaluamos para ese valor, dándonos un total de 6,425,153.405 kJ/h (15.481% de las salidas), mientras que autores reportan esta partida alrededor de un 5% de las salidas [6, 12, 15, 17, 18], por lo que el valor está un poco elevado, más sin embargo se toma a consideración.

6.1.2.6.- Pérdidas de energía a través de la estructura del fundidor

El resultado que se obtuvo en cuanto a pérdidas fue de 1, 327, 738. 181 kJ/h (3.200% de las salidas), mientras que autores reportan valores entre 6 y 8% de las salidas para este concepto, la diferencia en los resultados podría deberse al método empleado para el cálculo, ya que se usó el método de resistencias eléctricas, el cual es un método algo simple, y puede conllevar un porcentaje más alto de error que el utilizado por los autores, quienes manejan por ejemplo, un coeficiente del aire de enfriamiento colocado sobre la línea de vidrio (nivel de vidrio en contacto con el material refractario electrofundido A.Z.S. (Alúmina-Zircón-Sílice) y analizan como se ven afectadas estas pérdidas por este enfriamiento dentro del método que emplearon, los cuales son datos que no se tomaron en cuenta en la presente investigación.

6.1.3.- Resultados del balance de energía

A continuación se muestra en las tablas 33 y 34 los resultados del balance de energía efectuado en la taza de fusión del horno:

Tabla 33.- Resultados de entradas de energía en la taza de fusión

ENTRADAS DE ENERGÍA	kJ/h	kW	%
Calor físico del gas natural.	33,048	9.180	0.077
Reacción de combustión	31,012,170	8,614.492	72.400
Calor físico del oxígeno	4,827.240	1.341	0.011
Calor físico del aire	11,626,164	3,229.490	27.142
Calor físico mezcla de materias primas	158,146.7911	43.930	0.370
TOTAL	42,834,356.03	11,898.43	100

Tabla 34.- Resultados de salidas de energía en la taza de fusión

SALIDAS DE ENERGÍA	kJ/h	kW	%
Calor requerido por las materias primas	16,164,466.380	4,490.129	38.947
Evaporación del agua	2,522,836.031	700.788	6.079
Gases de combustión	14,996,644.980	4,165.735	36.134
Radiación	66,415.500	18.449	0.160
Descuidos o fugas	6,425,153.405	1784.765	15.481
A través de la estructura	1,327,738.181	368.816	3.200
TOTAL	41,503,254.480	11,528.682	100

Aplicando la ley de la conservación de la energía se tendría que Entradas de energía = Salidas de energía, sin embargo se tiene un desbalance de 369.748 KW, lo que sería una desviación del 3.11%(KW), lo cual es despreciable ya que

se tiene a favor la entradas de energía, lo cual hace que el sistema esté un poco sobrado.

En el caso de las entradas de energía, el rubro que más aporta es la reacción de combustión del gas natural con un 72.40%, el cual es un valor que se esperaba ya que es la principal fuente de energía del sistema, sin embargo se puede observar que la energía que aporta el aire que ingresa a las cámaras también es significativa, con un 27.142%, ayudando así al proceso de combustión.

Por otro lado en las salidas de energía, los principales rubros fueron el calor requerido por las materias primas y el calor arrastrado por los gases de combustión, con un 38.947% y 36.134% respectivamente.

Es lógico observar que un requerimiento energético importante en el sistema sea el calor que requieren las materias primas para la formación de vidrio, lo cual es el producto que se está fabricando, mientras que en el caso de los gases de combustión era un valor esperado debido a los gases procedentes de materias primas y productos de la combustión y se observa el porqué de la importancia de las cámaras regeneradoras en este tipo de hornos, ya que emplea estas cámaras con un apilado refractario en su interior para recupera la energía térmica que los gases retiran del sistema.

Según los resultados se puede observar que el calor útil (que se usa en el proceso) es aprovechado en la formación de vidrio y al calentamiento de los gases producto de la separación de la mezcla, justo como lo menciona Popov en [6].

Los hornos regenerativos con puertos atrás más eficientes muestran un consumo de energía de 3.3 – 3.9 GJ/ton de vidrio fundido mencionado por Beerkens y Dzyuzer [12, 17] mientras que Sardeshpande [11] menciona que el consumo promedio es de 5.5 GJ/ton de vidrio. En este caso se tiene un consumo de 4.89 GJ/ton de vidrio fundido, dato que se obtuvo del balance de calor del horno en estudio, la gran diferencia de consumo energético entre el

valor estimado y el reportado para hornos de alta eficiencia puede deberse a la edad del horno, la cual, en su más reciente campaña, es de 7 años, sin embargo, se encuentra por debajo del consumo promedio de energía.

Un punto importante del tiempo de operación del horno es el estado de las cámaras regenerativas, es un punto crítico en cuanto al consumo energético del horno debido a que es una sección que se encuentra confinada y es muy difícil su reparación y/o mantenimiento en caliente, sin embargo no se realizó un estudio de esta sección, lo cual sería conveniente en futuras investigaciones, para ver de manera cuantitativa, la manera en la que afecta su funcionamiento a los parámetros de operación de los hornos.

6.2.- MODELO DE RADIACIÓN

Debido a las altas temperaturas (1500-1600°C) que se manejan dentro de la cámara de fusión del horno, el mecanismo de transferencia de calor por radiación es preponderante y de particular atención, ya que cada elemento que conforma este espacio emite, absorbe y refleja radiación. Los métodos más adaptados a los modelos zonales son aquellos que se basan en áreas de intercambio, que usan factores de visión, entre otros elementos de descomposición espacial (volúmenes y superficies) mencionado por Auceht [13].

Se aplicó el método directo [9] en la cámara de combustión para conocer de una manera simple el tipo de comportamiento que se tiene en ese espacio respecto a radiación.

Una vez conociendo los datos del factor de forma, radiosidad y área superficial de los muros interiores, se puede aplicar la ecuación (1) y conocer la velocidad de transferencia de calor neta de cada una de estas superficies, los resultados aparecen en la tabla 35.

Tabla 35.- Velocidad de transferencia de calor por radiación de las superficies interiores del espacio de combustión.

Superficie	Q (W)
Muro trasero	(-)424,266.24
Muro norte	(-)585,938.00
Muro delantero	(-)331,095.61
Muro sur	(-)652,151.96
Bóveda	97,378.34
Vidrio fundido	1,226,981.96

Como se puede observar en los resultados de la transferencia de calor en los muros de la cámara de combustión, en la mayoría hay transferencia hacia ellos, mientras que la bóveda del fundidor y la superficie del vidrio fundido son la excepción debido a que se encuentran emitiendo calor. Lo anterior es debido a que, como la superficie del vidrio se encuentra debajo de la bóveda del fundidor, esta última acumula la energía suficiente para convertirse en emisor de calor, mientras que los muros que no se encuentran en un contacto visual directo se encuentran recibiendo calor del sistema.

Una de las peculiaridades de este método es que cumple con la ley de la conservación de la energía, pero en este caso no, sino que proporcionaba un valor de (-) 669,091.52 W (669.091 kW), lo que indicaba que faltaba energía emitida en el sistema, que debería de ser transmitida a los muros, esto se debe a que no se consideró los gases de combustión presentes en el modelo del método directo, sin embargo, se puede inferir que la energía faltante de 669.091 KW podría estar incluida en las pérdidas por gases de combustión, el cual tiene un valor de 14, 996, 644.98 kJ/h (4,165.73 KW).

6.3.- DISEÑO DE TAZA DE FUSIÓN

El resultado buscado en esta etapa del proyecto fue el usar lo anteriormente visto como una herramienta de diseño, por lo que la meta en esta sección fue el de diseñar una taza de fusión.

Lo que se consideró fue el redimensionar una taza de acuerdo al estiraje visto anteriormente, siguiendo una metodología como la de Dzyuzer [8, 33], por lo que obtuvimos un área de fusión nueva de 60.76 m^2 , la cual era de alrededor de 6 m^2 menos que la que se estudió al principio de este trabajo. Esto ocurrió debido a que se buscaba incrementar el estiraje específico, lo que es la producción de vidrio respecto al área de fusión. Este valor se encontraba en $2.27 \text{ ton/ (m}^2 * \text{ día)}$ y según la literatura [8, 33] se necesita que este valor sea mayor o igual a $2.5 \text{ ton/ (m}^2 * \text{ día)}$ en este tipo de hornos. Este incremento es posible debido a que la energía calorífica del proceso de combustión es entregada sobre una superficie de materia prima, por lo que disminuyendo un poco esa área y manteniendo un flujo de calor constante es posible incrementar la producción. Lo que se puede observar es que hay una relación entre la energía calorífica entregada y el área de fusión del horno.

Una vez dimensionada la taza se prosigue con un balance de energía para estimar la cantidad de combustible a emplear durante el proceso y se encontró que, con una disminución en el largo del tanque de 10.9728 m a 9.86 m y en un incremento en el ancho de 6.0960 m a 6.1625 m , se necesitaba menos combustible para alcanzar el estiraje de $152 \text{ toneladas al día}$; alrededor de $4 \text{ m}^3/\text{hora}$ menos de gas natural y $0.66 \text{ m}^3/\text{hora}$ menos de oxígeno, considerando también el sistema “oxy-boosting”.

Otro punto a comparar son las pérdidas a través de la estructura, ya que al haber disminuido el largo del tanque, estas pérdidas corresponden ahora un 2.868% , mientras que en el primer balance se obtuvieron un 3.2% , por lo que se ve que disminuyen en un 0.332% . Por otro lado, se aumentó el estiraje específico de 2.27 a $2.5 \text{ ton/ día} * \text{ m}^2$, con tan sólo una reducción del largo de la taza de fusión de alrededor de 1.11 m . Los gases de combustión pasaron de un 36.134% a un 36.194% , debido al incremento del estiraje específico del horno, ya que disminuye el tiempo de permanencia de la materia prima y acelera el proceso de producción, generando un poco más rápido los gases de combustión.

Por otro lado los resultados del modelo de radiación se comportaron de la misma manera que en la ocasión anteriormente mostrada, sin embargo hubo una peculiaridad, la cual consta de que la superficie de la bóveda ya no se encuentra emitiendo radiación, sino que se encuentra absorbiéndola. Por otro lado, sigue sin cumplirse la conservación de la energía con el empleo del método directo, dándonos una cantidad faltante de energía de 1502.94 kW, por lo que se puede decir que se encuentran presentes en la salida de energía por parte de los gases de combustión el cual cuenta con 4,149.25 kW. Cantidad mayor a la anteriormente mostrada, cuyo efecto se lo podemos atribuir al aumento de la capacidad específica de producción del horno y disminución de área superficial del espacio de combustión.

CAPITULO 7

CONCLUSIONES

Las conclusiones a las que se llegaron después de haber analizado los resultados obtenidos son las siguientes:

7.1.- Balance de energía

- En cuanto al balance de calor efectuado, en la sección de salidas de energía, se observó que los principales rubros de salida son los requerimientos energéticos para la formación de vidrio y los gases de combustión, este último, es un área de oportunidad en la mejora de la eficiencia energética, mediante un análisis a futuro de las cámaras regeneradoras.
- Con los resultados del balance de energía se pudo determinar la eficiencia del horno, por ejemplo, el horno en estudio resultó con una eficiencia del 52.12%, (resultado de dividir el calor requerido para la

formación del vidrio entre el calor entregado por la combustión del gas natural), lo que podría parecer poco, o un proceso de muchas pérdidas, sin embargo, esta misma eficiencia en hornos modernos oscila entre 50-60%, por lo que se puede observar se encuentra dentro del rango aceptable, y se pueden realizar mejoras para aumentar esta eficiencia. Por otra parte la eficiencia del horno redimensionado se encuentra en 52.36%, lo que se pudo observar es que hubo un incremento pequeño en la eficiencia del horno, al reducir un poco el área de fusión.

7.2.- MODELO DE RADIACIÓN

- Según el método directo aplicado en la evaluación de la transferencia de calor por radiación en el espacio de combustión de la taza de fusión, se determinó que la bóveda del fundidor es la parte más afectada y además, inferimos de nuevo que los gases de combustión retiran una cantidad considerable de energía del sistema, por las consideraciones efectuadas y los resultados obtenidos.
- Se recomienda rehacer el estudio del modelo de radiación de la cámara de combustión del horno, dado que los resultados obtenidos mediante el método aplicado en este trabajo, no consideraba los gases de combustión dentro del problema, sin embargo se pueden utilizar los resultados de este trabajo de manera cualitativa y determinar cómo se comportan las distintas superficies del espacio de combustión.

7.3.- DISEÑO DE TAZA DE FUSIÓN

- Al aplicar el balance de calor en la etapa de diseño de un horno, es posible generar las condiciones adecuadas en cuanto al proceso térmico, para que este sea lo más eficiente posible, como en el caso que se vió en este trabajo, en el cual se redimensionó el horno que se estudió y se descubrió mediante el balance de calor, que, disminuyendo el largo del

tanque de 10.9728 m a 9.86 m e incrementando el ancho del mismo de 6.0906 m a 6.1625 m, es teóricamente posible incrementar la salida específica de vidrio fundido de un 2.27 ton/ (m² * día) a un 2.5 ton/ (m² * día), manteniendo un estiraje de 152 ton/día.

- Al realizar una reducción pequeña en la geometría de la taza de fusión genera un incremento pequeño en el porcentaje de pérdidas por los gases de combustión, mientras que disminuye un poco las pérdidas de calor por la estructura de la taza de fusión, generándose así el pequeño ahorro de consumo de gas natural y oxígeno, visto en el capítulo 5.
- Una posible solución para la disminución de las pérdidas por gases de combustión, es el uso de materias primas descarbonatadas, como la cal viva y la magnesita, los cuales proporcionan importantes disminuciones en la demanda de energía en vidrios sódico-cálcicos, aunque faltaría determinar la rentabilidad a nivel industrial.
- El alcanzar una eficiencia de energía ideal se hace posible si la extracción/producción específica de vidrio, es alta, (cuyo valor mínimo oscila entre 2.5 – 2.7 ton/m² día). Esto se debe no solo al decremento del área superficial del horno, sino también la posibilidad de intensificar los procesos de transferencia de masa y calor en el tanque de fusión.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. Navarro, J.M.F., *El Vidrio*2003: Consejo Superior de Investigaciones Científicas, Sociedad Española de Cerámica y Vidrio.
2. Loch, H. and D. Krause, *Mathematical simulation in glass technology*. Vol. 1. 2002: Springer.
3. SCHILL, P. and J. CHMELAR, *Mathematical modelling in glass melting technology*. Glass international, 2003. **26**(3): p. 31-32.
4. Ogacho, A.A., B.O. Aduda, and F.W. Nyongesa, *Thermal conductivity of a kaolinite refractory: effect of a plant-derived organic binder*. Journal of Materials Science, 2003. **38**(11): p. 2293-2297.
5. Mario Mencía, E.Y., Gisselle Quero, *Evaluación del porcentaje de aprovechamiento de materia prima y la eficiencia térmica de hornos para producir vidrio fundido*. Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Carabobo, Valencia, Estado Carabobo, Venezuela.
6. Popov, O.N., V.E. Manevich, and G.P. Lisovskaya, *Analysis of the thermal work of a glass furnace*. Glass and Ceramics, 1981. **38**(5): p. 217-220.
7. Dzyuzer, V.Y., V.S. Shvydkii, and V.N. Klimychev, *Methods for Controlling Thermal Performance of the Glass-Melting Furnace*. Glass and Ceramics, 2005. **62**(3-4): p. 105-108.
8. Dzyuzer, V.Y., *Calculation and design of glass melting tanks for glassmaking furnaces for container glass*. Glass and Ceramics, 2009. **66**(11-12): p. 369-374.
9. Çengel, Y.A., J.H. Pérez, and Á.H. Fernández, *Transferencia de calor*2004: McGraw-Hill.
10. Hamzeh, M. and S.M. Sadrameli, *Modeling and simulation of a side-port regenerative glass furnace*. Iran. J. Chem. Chem. Eng, 2004. **23**(2): p. 81-88.
11. Sardeshpande, V., U.N. Gaitonde, and R. Banerjee, *Model based energy benchmarking for glass furnace*. Energy Conversion and Management, 2007. **48**(10): p. 2718-2738.
12. Beerkens, R., *Energy balance of glass furnaces*. American Ceramic Society, 2007. **86**(4).
13. Auchet, O., et al. *Glass furnace, simplified modelling for control and real time simulation*. in *Industrial Electronics, 2004 IEEE International Symposium on*. 2004. IEEE.
14. Auchet, O., et al., *First-principles simplified modelling of glass furnaces combustion chambers*. Control Engineering Practice, 2008. **16**(12): p. 1443-1456.
15. Dzyuzer, V.Y., *Perfecting the technical characteristics of glass-making furnaces (review)*. Glass and Ceramics, 2008. **65**(7-8): p. 217-226.
16. Tucker, R. and J. Ward, *Identifying and quantifying energy savings on fired plant using low cost modelling techniques*. Applied Energy, 2012. **89**(1): p. 127-132.
17. Dzyuzer, V.Y., *Methods for increasing the energy-efficiency of glass furnaces*. Glass and Ceramics, 2012. **69**(1-2): p. 12-15.
18. Dzuzer, V.Y., V.S. Shvydkii, and E.B. Sadykov, *Theoretical heat consumption in glassmaking*. Glass and Ceramics, 2012. **69**(7-8): p. 217-219.
19. Ibarra, O.H.D., *Diseño de un horno de operación periódica tipo day tank de uso en pequeñas y medianas empresas de vidrio*, in *Escuela de Ingeniería de Materiales*2011, Universidad Nacional de Colombia: Medellín, Colombia.
20. Schill, P. and J. Chmelar, *Use of computer flow dynamics in glass technology*. Journal of Non-Crystalline Solids, 2004. **345**: p. 771-776.

21. Chang, S.L., C.Q. Zhou, and B. Golchert, *Eulerian approach for multiphase flow simulation in a glass melter*. Applied Thermal Engineering, 2005. **25**(17–18): p. 3083-3103.
22. Carvalho, M. and M. Nogueira, *Modelling of glass melting industrial process*. Le Journal de Physique IV, 1993. **3**(C7): p. C7-1357-C7-1366.
23. Verheijen, O.S., *Thermal and chemical behavior of glass forming batches* 2003.
24. Hrma, P., et al., *Conversion of batch to molten glass, II: Dissolution of quartz particles*. Journal of Non-Crystalline Solids, 2011. **357**(3): p. 820-828.
25. Dzyuzer, V.Y., V.S. Shvydkii, and V.B. Kut'in, *Mathematical Model of a Glass-Melting Furnace with Horseshoe-Shaped Flame*. Glass and Ceramics, 2004. **61**(9-10): p. 323-327.
26. Dzyuzer, V.Y., V.S. Shvydkii, and V.B. Kut'in, *Mathematical Support for the CAD Technological Subsystem of a Glass-Melting Furnace*. Glass and Ceramics, 2004. **61**(7-8): p. 211-216.
27. Shvydkii, V.Y.D.a.V.S., *The effect of flame length on exterior heat exchange in a glass melting furnace with horseshoe-shaped flame*. Glass and Ceramics, 2005. **62**: p. 3-7.
28. Dzyuzer, V.Y. and V.S. Shvydkii, *Methodology for adaptation of a conjugate mathematical model of hydrodynamics and heat exchange in a glass-melting furnace with horseshoe-shaped flame direction*. Glass and Ceramics, 2006. **63**(11-12): p. 403-407.
29. Abbassi, A. and K. Khoshmanesh, *Numerical simulation and experimental analysis of an industrial glass melting furnace*. Applied Thermal Engineering, 2008. **28**(5–6): p. 450-459.
30. Shih, T.-H., et al., *A new $k-\epsilon$ eddy viscosity model for high reynolds number turbulent flows*. Computers & Fluids, 1995. **24**(3): p. 227-238.
31. Magnussen, B.F. and B.H. Hjertager, *On mathematical modeling of turbulent combustion with special emphasis on soot formation and combustion*. Symposium (International) on Combustion, 1977. **16**(1): p. 719-729.
32. Lockwood, F. and N. Shah. *A new radiation solution method for incorporation in general combustion prediction procedures*. in *Symposium (International) on Combustion*. 1981. Elsevier.
33. Dzyuzer, V.Y., *Glass melting furnaces designing energy-efficient bottle glass furnaces*. Glass and Ceramics, 2008. **65**(9-10): p. 296-300.
34. Dzyuzer, V.Y., et al., *Numerical simulation of external heat exchange in a gas-electric glass-making furnace with a horseshoe flame arrangement*. Glass and Ceramics, 2008. **65**(5-6): p. 157-161.
35. Dzyuzer, V.Y., V.S. Shvydkii, and E.B. Sadykov, *Boundary conditions for heat transfer through glass furnace brickwork*. Glass and Ceramics, 2012. **69**(5-6): p. 163-167.
36. Dzyuzer, V.Y., V.S. Shvydkii, and E.B. Sadykov, *Numerical model of external heat exchange in a gas-electric glassmaking furnace*. Glass and Ceramics, 2012. **69**(1-2): p. 44-49.
37. Pilon, L., G. Zhao, and R. Viskanta, *Three-Dimensional Flow and Thermal Structure in Glass Melting Furnaces. Part I: Effect of the Net Heat Flux Distribution*. 2002.
38. Dzyuzer, V.Y. and V.S. Shvydkii, *Mathematical Model of Hydrodynamics of a Glass-Melting Tank*. Glass and Ceramics, 2005. **62**(1-2): p. 3-8.
39. Heigeman, L. and D. Young, *Applied iteration methods*. Mir, Moscow, 1986.
40. Dzyuzer, V.Y. and V.S. Shvydkii, *The Effect of Flame Length on Hydrodynamics of Glass-Melting Tank in a Furnace with Horseshoe-Shaped Flame*. Glass and Ceramics, 2005. **62**(9-10): p. 265-271.

41. Dzyuzer, V.Y. and V.S. Shvydkii, *Effect of an overflow sill on heat and mass transfer in the glass-melting tank of a furnace with horseshoe-shaped flame*. Glass and Ceramics, 2006. **63**(7-8): p. 215-221.
42. Dzyuzer, V.Y. and V.S. Shvydkii, *Effect of melting tank design on melt heat exchange and hydrodynamics in a glass-making furnace with horseshoe-shaped flame direction*. Glass and Ceramics, 2006. **63**(9-10): p. 326-333.
43. Feng, Z., et al., *Study of the float glass melting process: combining fluid dynamics simulation and glass homogeneity inspection*. Journal of the American Ceramic Society, 2008. **91**(10): p. 3229-3234.
44. Dzyuzer, V.Y., *Cooling of the gird of the melting tank of a glassmaking furnace*. Glass and Ceramics, 2009. **66**(7-8): p. 280-283.
45. V. Ya. Dzyuzer, V.S.S., and E. B. Sadykov, *Modeling of the thermal operation of a high-capacity glassmaking furnace*. Translated from Steklo i Keramika, 2012: p. 23-27.
46. Sarris, I.E., I. Lekakis, and N.S. Vlachos, *Natural convection in rectangular tanks heated locally from below*. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2004. **47**(14-16): p. 3549-3563.
47. Sevast'yanov, R.I., *The Role of Convection in Glass-Melting Furnaces*. Glass and Ceramics, 2004. **61**(5-6): p. 139-141.
48. Giessler, C. and A. Thess, *Numerical simulation of electromagnetically controlled thermal convection of glass melt in a crucible*. International Journal of Heat and Mass Transfer, 2009. **52**(13-14): p. 3373-3389.
49. Fluent, I., *FLUENT 6.3 user's guide*. Fluent documentation, 2006.
50. Felder, R.M., et al., *Principios elementales de los procesos químicos* 1991: Addison-Wesley Iberoamericana.
51. PERRY, R., W. GREEN, and J. MALONEY, *Perry manual del Ingeniero Químico. Sexta edición, Tercera edición en Español, Tomo I y II*, 1997, McGraw-Hill/Interamericana de España.
52. Branan, C., *Rules of Thumb for Chemical Engineers [A Manual of Quick, Accurate Solutions to Everyday Process Engineering Problems]* 2002: Access Online via Elsevier.

ANEXO A

Ecuaciones de calor específico y conductividades térmicas de diversos materiales.

Materias primas y vidrio sódico-cálcico

MATERIA PRIMA	Cp (cal/mol K)	INTERVALO DE TEMPERATURA (K)
ARENA LAMPAZOS	$10.87+0.008712T-241200/T^2$	273-848
	$10.95+0.00550T$	848-1873
	$3.65+0.0240T$	273-523
	$17.09+0.000454T-897200/T^2$	523-1973
CARBONATO DE SODIO	28.9	288-371
CALCITA MOLIDA	$19.68+0.01189T-307600/T^2$	273-1033
DOLOMITA	40.1	299-372
ALÚMINA	$22.08+0.008971T-522500/T^2$	273-1973
NITRATO DE SODIO	$4.56+0.0580T$	273-583
SULFATO DE SODIO	32.8	289-371
OXIDO DE ARSENICO	$8.37+0.086T$	273-548
SELENIO	$4.53+0.00550T$	273-490
OXIDO DE COBALTO	$5.12+0.00333T$	273-1763

ÓXIDO	Cp (cal/mol k)	INTERVALO DE TEMPERATURAS (K)
SiO ₂	$17.09+0.000454T-897200/T^2$	523-1973
Al ₂ O ₃	$22.08+0.008971T-522500/T^2$	273-1973
Fe ₂ O ₃	$24.72+0.01604T-423400/T^2$	273-1097
CaO	$10.00+0.00484T-108000/T^2$	273-1173
MgO	$10.86+0.001197T-208700/T^2$	273-2073
Se	$4.53+0.00550T$	273-490
CoO	$5.12+0.00333T$	273-1763
TiO ₂	$11.81+0.00754T-41900/T^2$	273-713
As ₂ O ₃	$8.37+0.086T$	273-548

MATERIAL	Cp (J/Kg K)	INTERVALO DE TEMPERATURA (°C)
Óxido de sodio	1230	0-25

MATERIAL	Cp (J/grs °C)
vidrio sódico cálcico	0.84

Gases de combustión y descomposición de materias primas

MATERIAL	Cp (cal/mol K)	INTERVALO DE TEMPERATURA (K)
Metano (CH ₄) _g	$5.34 + 0.0115T$	273-1200
Oxígeno(g)	$8.27 + 0.000258T - 187700/T^2$	300-5000
CO ₂ (g)	$10.34 + 0.00274T - 195500/T^2$	273-1200
N ₂ (g)	$6.50 + 0.00100T$	300-3000
H ₂ O (g)	$8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2$	300-2500
SO ₃ (g)	5.7409	N/A

Conductividades térmicas de materiales refractarios

En muros laterales:

	MATERIAL	CONDUCTIVIDAD TERMICA (W/m °C)
a	SALMER DIB NO. B-061 (4' 1/2" ESP) SILICA	1.6
b	LADRILLO 3" X 6" X 12" ZIRCON TZB	2.52
c	LADRILLO 3" X 9" X 9" ZIRCON TZB	2.52
d	LADRILLO 3" X 4 1/2" X 9" LEGRAL 40/08	0.42
e	PLACA SUPERTEMP PV DE 2" X 12" X 36"	0.13475
f	BLOCK 24" X 6" X 18" S-3 DC	5
	AIRE	0.037125

En bóveda del fundidor

	MATERIAL	CONDUCTIVIDAD TERMICA (W/m °C)
a	DOV. P. NO 1X-18"X6"X(3"-2 7/8")	1.6
b	29 DOV P. NO 1-15"X6"X(3"-2 3/4")	1.6
	69 DOV P. NO 1X-15"X6"X(3"- 2 7/8)	1.6
c	LAD 2 1/2"X4 1/2" X 9" VEGALITE	1.21
d	FIBERFRAX 2" ESP X 2'-0" X 25' -0"	0.13475

En muro delantero del fundidor

	MATERIAL	CONDUCTIVIDAD TERMICA (W/m °C)
a	BLOCK 12X12X30" S-3-RC	5
a'	BLOCK 12X12X33" S-3-RC	5
b	BLOCK 12X12X24" S-3-RC	5
c	BLOCK 12X12X21" S-3-RC	5
d	BLOCK 12X12X15" S-3-RC	5
e	BLOCK 12X18X24" S-3-RC	5
f	BLOCK 12X15X24" S-3-RC	5
g	BLOCK 12X15X12" S-3-RC	5
h	BLOCK 12X9X24" S-3-RC	5
i	BLOCK 12X15X18" S-3-RC	5
j	BLOCK 12X24X30" S-3-RC	5
k	BLOCK 12X18X21" S-3-RC	5
o	LADRILLO 3X4 1/2X9" LEGRAL 40/08	0.42
p	PL HOTBOARD 1X24X36"	0.2304
q	PL INSBLOCK 2X12X36"	0.13475

En el muro trasero del fundidor:

	MATERIAL	CONDUCTIVIDAD TERMICA (W/m°C)
a	BLOCK 12X14X18" S-3 R-C	5

	MATERIAL	CONDUCTIVIDAD TERMICA (W/m°C)
b	BLOCK 12X14X30" S-3 R-C	5
c	BLOCK 12X14X24" S-3 R-C	5
d	BLOCK 12X18X18" S-3 R-C	5
e	BLOCK 12X18X24" S-3 R-C	5
f	BLOCK 12X18X30" S-3 R-C	5
g	BLOCK 12X24X24" S-3 R-C	5
h	BLOCK 12X12X24" S-3 R-C	5
i	BLOCK 12X12X30" S-3 R-C	5
l	LADRILLO 3X4 1/2X9" LEGRAL 40/08	0.42
m	PL 2X12X36" SUPERTEMP PV	0.13475
A	BLOCK ARCO P/PUERTOS DE 6'-6"	2.45
B	BLOCK QUEMADOR BAJO PUERTOS	2.45
C	BLOCK SEPARADOR 9"	2.45
D	BLOCK SEPARADOR 12"	2.45
E	BLOCK PISO PUERTOS LADO NORTE	2.45
F	BLOCK PISO PUERTOS LADO SUR	2.45

En los muros laterales, delantero y trasero de la taza de fusión del horno:

	MATERIAL	CONDUCTIVIDAD TERMICA (W/m°C)
a	BLOCK S-E EPIC	5
b	LADRILLO 3X6X12" ZEDPAVE	2.34
c	LADRILLO 3X6X12" MAXIAL 310-M	1.6
d	PL 1X24X48" DE 24-28#/FT ³	0.2304
e	PL 2X12X36" SUPERTEMP PV	0.13475

En el piso de la taza de fusión del horno:

	MATERIAL	CONDUCTIVIDAD TERMICA (W/m°C)
A	LADRILLO S-3 DCL	5
B	ZA-RAM MIX	2.52

	MATERIAL	CONDUCTIVIDAD TERMICA (W/m°C)
C	TZB	2.52
D	VIBRO VERRAL	1.6
E	MAXIAL 310-M	1.6
F	LEGRAL 25/08	0.19

ANEXO B

Desarrollo de cálculos

3.2.5.- Calor físico de mezcla de materias primas

Las cantidades correspondientes de cada una de las materias primas se tomarán de la tabla 7, mientras que las condiciones de temperatura son, $T_0=0^\circ\text{C}$ (273.15 K) y $T_f=25^\circ\text{C}$ (298.15 K) y la capacidad calorífica de cada materia prima se presenta en el anexo A, por lo que el desarrollo de los cálculos queda como sigue:

Calcita molida

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(81.2532 \text{ kg} * 1000)]}{100.06 \text{ gr/mol}} = 812.0447 \text{ moles}$$

$$\dot{Q} = m \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{\text{calcita}} = (812.0447 \text{ moles}) \int_{273.15}^{298.15} 19.68 + 0.01189T - \frac{307600}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{\text{calcita}} = 391,798.3984 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 1,639,284.499 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Alúmina

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(9.2229 \text{ kg} * 1000)]}{101.963 \text{ g/mol}} = 90.4534 \text{ moles}$$

$$\dot{Q}_{\text{alúmina}} = m \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{alúmina} = (90.4534 \text{ moles}) \int_{273.15}^{298.15} 22.08 + 0.008971T - \frac{522500}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{alúmina} = 35,432.1649 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 148,248.1780 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Nitrato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(4.9802 \text{ kg} * 1000)]}{84.96 \text{ g/mol}} = 58.6182 \text{ moles}$$

$$\dot{Q}_{nitrato} = m \int Cp dT$$

$$\dot{Q}_{nitrato} = (58.6182 \text{ moles}) \int_{273.15}^{298.15} 4.56 + 0.0580T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{nitrato} = 30,961.6795 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 129,543.6669 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de arsénico

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(0.6999 \text{ kg} * 1000)]}{197.844 \text{ g/mol}} = 3.5376 \text{ moles}$$

$$\dot{Q}_{arsénico} = m \int Cp dT$$

$$\dot{Q}_{arsénico} = (3.5376 \text{ moles}) \int_{273.15}^{298.15} 8.37 + 0.086T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{arsénico} = 2,912.8804 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 12,187.4916 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Selenio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(0.0114 \text{ kg} * 1000)]}{78.96 \text{ g/mol}} = 0.1444 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{selenio}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\text{selenio}} = (0.1444 \text{ moles}) \int_{273.15}^{298.15} 4.53 + 0.00550T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\text{selenio}} = 22.0214 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 92.1374 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Carbonato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(240.1921 \text{ kg} * 1000)]}{105.94 \text{ g/mol}} = 2,267.2465 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{carb.sodio}} = m * C_p * \Delta t$$

$$Q_{\text{carb.sodio}} = (2,267.2465 \text{ moles}) * \left(28.9 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) * (298.15 - 273.15)$$

$$Q_{\text{carb.sodio}} = 1,638,085.6360 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 6,853,750.3000 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Dolomita

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(123.1222 \text{ kg} * 1000)]}{184.34 \text{ g/mol}} = 667.9082 \text{ moles}$$

$$Q_{dolomita} = m * Cp * \Delta t$$

$$Q_{dolomita} = (667.9082 \text{ moles}) * \left(40.1 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) * (298.15 - 273.15)$$

$$Q_{dolomita} = 669,577.9836 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 2,801,514.2830 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Sulfato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{\text{g}}{\text{mol}}\right)}$$

$$m = \frac{[(4.9396 \text{ kg} * 1000)]}{141.98 \text{ g/mol}} = 34.7908 \text{ moles}$$

$$Q_{sulf.sodio} = m * Cp * \Delta t$$

$$Q_{sulf.sodio} = (34.7908 \text{ moles}) * \left(32.8 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) * (298.15 - 273.15)$$

$$Q_{sulf.sodio} = 28,528.4688 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 119,363.1135 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

3.3.1.- Calor requerido por las materias primas

Las cantidades correspondientes de cada una de las materias primas se tomarán de la tabla 7, mientras que las condiciones de temperatura varían dependiendo de las temperaturas de descomposición de las materias primas que liberan gases, tomadas de los análisis térmicos diferenciales, creando así etapas de cálculo en la energía calorífica requerida, mientras que la capacidad calorífica de cada materia prima se presenta en el anexo A, por lo que el desarrollo de los cálculos queda como sigue:

- De 25° a 524.5°C (298.15 – 797.65 K), descomposición de la Dolomita:

Arena lampazos

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(732.9881 \text{ kg} * 1000)]}{60.086 \text{ g/mol}} = 12,198.9831 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{arena}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\text{arena}} = (12,198.9831 \text{ moles}) \int_{298.15}^{797.65} 10.87 + 0.008712T - \frac{241200}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\text{arena}} = 118,226,396.1 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 494,659,241.3 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Calcita molida

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(81.2532 \text{ kg} * 1000)]}{100.06 \text{ g/mol}} = 812.0447 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{calcita}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\text{calcita}} = (812.0447 \text{ moles}) \int_{298.15}^{797.65} 19.68 + 0.01189T - \frac{307600}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\text{calcita}} = 10,100,298.62 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 42,259,649.43 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Alúmina

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(9.2229 \text{ kg} * 1000)]}{101.963 \text{ g/mol}} = 90.4534 \text{ moles}$$

$$Q_{alúmina} = m \int C_p dT$$

$$Q_{alúmina} = (90.4534 \text{ moles}) \int_{298.15}^{797.65} 22.08 + 0.008971T - \frac{522500}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{alúmina} = 1,120,417.631 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 4,687,827.3690 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Nitrato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{g}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(4.9802 \text{ kg} * 1000)]}{84.96 \text{ g/mol}} = 58.6182 \text{ moles}$$

$$Q_{nitrato} = m \int C_p dT$$

$$Q_{nitrato} = (58.6182 \text{ moles}) \int_{298.15}^{797.65} 4.56 + 0.0580T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{nitrato} = 1,063,974.412 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 4,451,668.941 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de arsénico

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{g}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(0.6999 \text{ kg} * 1000)]}{197.844 \text{ g/mol}} = 3.5376 \text{ moles}$$

$$Q_{arsénico} = m \int C_p dT$$

$$Q_{arsénico} = (3.5376 \text{ moles}) \int_{298.15}^{797.65} 8.37 + 0.086T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{arsénico} = 98,052.4909 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 410,251.622 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Selenio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{\text{g}}{\text{mol}})}$$

$$m = \frac{[(0.0114 \text{ kg} * 1000)]}{78.96 \text{ g/mol}} = 0.1444 \text{ moles}$$

$$\dot{Q}_{selenio} = m \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{selenio} = (0.1444 \text{ moles}) \int_{298.15}^{797.65} 4.53 + 0.00550T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{selenio} = 544.0054 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 2,276.1186 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Carbonato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{\text{g}}{\text{mol}})}$$

$$m = \frac{[(240.1921 \text{ kg} * 1000)]}{105.94 \text{ g/mol}} = 2,267.2465 \text{ moles}$$

$$\dot{Q}_{carb.sodio} = m * C_p * \Delta T$$

$$\dot{Q}_{carb.sodio} = (2,267.2465 \text{ moles}) * \left(28.9 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) * (797.65 - 298.15)$$

$$\dot{Q}_{carb.sodio} = 32,728,951 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 136,937,931 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Sulfato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{\text{g}}{\text{mol}})}$$

$$m = \frac{[(4.9396 \text{ kg} * 1000)]}{141.98 \text{ g/mol}} = 34.7908 \text{ moles}$$

$$Q_{sulf.sodio} = m * Cp * \Delta t$$

$$Q_{sulf.sodio} = (34.7908 \text{ moles}) * \left(32.8 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) * (797.65 - 298.15)$$

$$Q_{sulf.sodio} = 569,998.8066 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 2,384,875.007 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Dolomita

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{\text{g}}{\text{mol}}\right)}$$

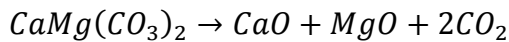
$$m = \frac{[(123.1222 \text{ kg} * 1000)]}{184.34 \text{ g/mol}} = 667.9082 \text{ moles}$$

$$Q_{dolomita} = m * Cp * \Delta t$$

$$Q_{dolomita} = (667.9082 \text{ moles}) * \left(40.1 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) * (797.65 - 298.15)$$

$$Q_{dolomita} = 13,378,168.11 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 55,974,255.38 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Su reacción de descomposición en este intervalo de temperatura es:



Conociendo los pesos moleculares de los productos podemos establecer una relación molar entre ellos y la dolomita y estimar sus respectivas cantidades en kilogramos:

$$\text{CaO} = \frac{(667.908 \text{ moles} * 56.07 \frac{\text{g}}{\text{mol}})}{1000} = 37.449 \text{ Kg}$$

$$\text{MgO} = \frac{(667.908 \text{ moles} * 40.29 \frac{\text{g}}{\text{mol}})}{1000} = 26.910 \text{ Kg}$$

$$2CO_2 = \frac{(667.908 \text{ moles} * 43.99 \frac{g}{mol})}{1000} * 2 = 58.763 \text{ Kg}$$

Como se puede observar se cumple con la ley de la conservación de la materia al sumar los productos de descomposición y obtener la cantidad de materia prima inicial, en este caso la dolomita (123.122 kg). El CaO y MgO se siguen utilizando en la siguiente etapa de descomposición en el cálculo ya que sus temperaturas de descomposición son mayores, mientras que el CO₂ es el gas desprendido.

➤ De 524.5° a 609°C (797.65 – 882.15 K), descomposición del nitrato de sodio y la calcita molida:

Arena lampazos

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(732.9881 \text{ kg} * 1000)]}{60.086 \text{ g/mol}} = 12,198.9831 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{arena}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\text{arena}} = (12,198.9831 \text{ moles}) \int_{797.65}^{882.15} 10.95 + 0.00550T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\text{arena}} = 16,049,208.18 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 67,149,887.04 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de Calcio (CaO)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(37.4496 \text{ kg} * 1000)]}{56.07 \text{ g/mol}} = 667.9082 \text{ moles}$$

$$Q_{\dot{Cao}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\dot{Cao}} = (667.9082 \text{ moles}) \int_{797.65}^{882.15} 10.00 + 0.00484T - 108000/T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\dot{Cao}} = 785,147.9649 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 3,285,059.0850 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de magnesio (MgO)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{g}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(26.9100 \text{ kg} * 1000)]}{40.29 \text{ g/mol}} = 667.9082 \text{ moles}$$

$$Q_{\dot{Mgo}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\dot{Mgo}} = (667.9082 \text{ moles}) \int_{797.65}^{882.15} 10.86 + 0.001197T - 208700/T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\dot{Mgo}} = 652,920.6518 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 2,731,820.007 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Alúmina

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{g}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(9.2229 \text{ kg} * 1000)]}{101.963 \text{ g/mol}} = 90.4534 \text{ moles}$$

$$Q_{\dot{\text{alúmina}}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\dot{\text{alúmina}}} = (90.4534 \text{ moles}) \int_{797.65}^{882.15} 22.08 + 0.008971T - \frac{522500}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{alúmina} = 220,672.6913 \frac{cal}{tonelada\ de\ vidrio} = 923,294.5405 \frac{J}{ton\ de\ vidrio}$$

Óxido de arsénico

$$m = \frac{[(cantidad\ para\ producir\ 1\ ton\ de\ vidrio\ (kg) * 1000)]}{Peso\ molecular\ materia\ prima\ (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(0.6999\ kg * 1000)]}{197.844\ g/mol} = 3.5376\ moles$$

$$\dot{Q}_{arsénico} = m \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{arsénico} = (3.5376\ moles) \int_{797.65}^{882.15} 8.37 + 0.086T \left(\frac{cal}{mol\ K} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{arsénico} = 24,094.1940 \frac{cal}{tonelada\ de\ vidrio} = 100,810.1079 \frac{J}{ton\ de\ vidrio}$$

Selenio

$$m = \frac{[(cantidad\ para\ producir\ 1\ ton\ de\ vidrio\ (kg) * 1000)]}{Peso\ molecular\ materia\ prima\ (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(0.0114\ kg * 1000)]}{78.96\ g/mol} = 0.1444\ moles$$

$$\dot{Q}_{selenio} = m \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{selenio} = (0.1444\ moles) \int_{797.65}^{882.15} 4.53 + 0.00550T \left(\frac{cal}{mol\ K} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{selenio} = 111.6219 \frac{cal}{tonelada\ de\ vidrio} = 467.0260 \frac{J}{ton\ de\ vidrio}$$

Carbonato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(240.1921 \text{ kg} * 1000)]}{105.94 \text{ g/mol}} = 2,267.2465 \text{ moles}$$

$$Q_{carb.sodio} = m * Cp * \Delta T$$

$$Q_{carb.sodio} = (2,267.2465 \text{ moles}) * \left(28.9 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) * (882.15 - 797.65)$$

$$Q_{carb.sodio} = 5,536,729.449 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 23,165,676.01 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Sulfato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(4.9396 \text{ kg} * 1000)]}{141.98 \text{ g/mol}} = 34.7908 \text{ moles}$$

$$Q_{sulf.sodio} = m * Cp * \Delta T$$

$$Q_{sulf.sodio} = (34.7908 \text{ moles}) * \left(32.8 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) * (882.15 - 797.65)$$

$$Q_{sulf.sodio} = 96,426.2245 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 403,447.3235 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Calcita molida

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

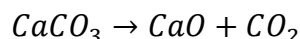
$$m = \frac{[(81.2532 \text{ kg} * 1000)]}{100.06 \text{ g/mol}} = 812.0447 \text{ moles}$$

$$Q_{calcita} = m \int C_p dT$$

$$Q_{calcita} = (812.0447 \text{ moles}) \int_{797.65}^{882.15} 19.68 + 0.01189T - \frac{307600}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{calcita} = 2,005,647.0260 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 8,391,627.1580 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Su reacción de descomposición en este intervalo de temperatura es:



Conociendo los pesos moleculares de los productos se puede establecer una relación molar entre ellos y la calcita molida y estimar sus respectivas cantidades en kilogramos:

$$\text{CaO} = \frac{(812.0447 \text{ moles} * 56.07 \frac{\text{g}}{\text{mol}})}{1000} = 45.5313 \text{ kg}$$

$$\text{CO}_2 = \frac{(812.0447 \text{ moles} * 43.99 \frac{\text{g}}{\text{mol}})}{1000} = 35.7218 \text{ kg}$$

Como se puede observar se cumple con la ley de la conservación de la materia al sumar los productos de descomposición y darnos la cantidad de materia prima inicial, en este caso la calcita molida (81.2532 kg). El CaO producto de esta descomposición se suma al producido por la dolomita en la siguiente etapa de descomposición en el cálculo ya que su temperatura de descomposición es mayor, mientras que el CO₂ es el gas desprendido.

Nitrato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{\text{g}}{\text{mol}})}$$

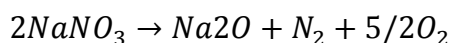
$$m = \frac{[(4.9802 \text{ kg} * 1000)]}{84.96 \text{ g/mol}} = 58.6182 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{nitrato}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\text{nitrato}} = (58.6182 \text{ moles}) \int_{797.65}^{882.15} 4.56 + 0.0580T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\text{nitrato}} = 263,879.6661 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 1,104,072.5230 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Su reacción de descomposición en este intervalo de temperatura es:



Conociendo los pesos moleculares de los productos se puede establecer una relación molar entre ellos y el nitrato de sodio y estimar sus respectivas cantidades en kilogramos:

$$\text{Na}_2\text{O} = \frac{\left(\left(\frac{58.6182}{2} \right) \text{ moles} * 61.95 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \right)}{1000} = 1.8157 \text{ kg}$$

$$\text{N}_2 = \frac{\left(\left(\frac{58.6182}{2} \right) \text{ moles} * 28 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \right)}{1000} = 0.8207 \text{ kg}$$

$$\text{O}_2 = \frac{\left(\left(\frac{58.6182 * \frac{5}{2}}{2} \right) \text{ moles} * 31.98 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \right)}{1000} = 2.3433 \text{ kg}$$

Como se puede observar se cumple con la ley de la conservación de la materia al sumar los productos de descomposición y darnos la cantidad de materia prima inicial, en este caso el nitrato de sodio (4.9802 Kg). El Na₂O se usará en la siguiente etapa de descomposición, mientras que el N₂ y el O₂ son los gases que se desprenden en este intervalo de temperatura y se suman a los anteriormente generados.

➤ De 609° a 818.85°C (882.15 – 1092 K), descomposición del carbonato de sodio:

Arena lampazos

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(732.9881 \text{ kg} * 1000)]}{60.086 \text{ g/mol}} = 12,198.9831 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{arena}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\text{arena}} = (12,198.9831 \text{ moles}) \int_{882.15}^{1092} 10.95 + 0.00550T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\text{arena}} = 41,929,305.3 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 175,432,213.4 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de Calcio (CaO)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(82.9810 \text{ kg} * 1000)]}{56.07 \text{ g/mol}} = 1479.9530 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{cao}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\text{cao}} = (1479.9530 \text{ moles}) \int_{882.15}^{1092} 10.00 + 0.00484T - 108000/T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dt$$

$$Q_{\text{cao}} = 4,554,583.9580 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 19,056,379.28 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de sodio (Na₂O)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(1.8157 \text{ kg} * 1000)]}{61.95 \text{ g/mol}} = 29.3091 \text{ moles}$$

$$Q_{Na_2O} = m * Cp * \Delta T$$

$$Q_{Na_2O} = (1.8157 \text{ kg}) * \left(1230 \frac{J}{kg \text{ K}}\right) * (1092 - 882.15)$$

$$Q_{Na_2O} = 468,659.7756 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de magnesio (MgO)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{g}{mol}\right)}$$

$$m = \frac{[(26.9100 \text{ kg} * 1000)]}{40.29 \text{ g/mol}} = 667.9082 \text{ moles}$$

$$Q_{MgO} = m \int Cp dT$$

$$Q_{MgO} = (667.9082 \text{ moles}) \int_{882.15}^{1092} 10.86 + 0.001197T - 208700/T^2 \left(\frac{cal}{mol \text{ K}}\right) dT$$

$$Q_{MgO} = 1,657,381.4690 \frac{cal}{\text{tonelada de vidrio}} = 6,934,484.0680 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Alúmina

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{g}{mol}\right)}$$

$$m = \frac{[(9.2229 \text{ kg} * 1000)]}{101.963 \text{ g/mol}} = 90.4534 \text{ moles}$$

$$Q_{alúmina} = m \int Cp dT$$

$$\dot{Q}_{alúmina} = (90.4534 \text{ moles}) \int_{882.15}^{1092} 22.08 + 0.008971T - \frac{522500}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{alúmina} = 576,883.7454 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 2,413,681.591 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de arsénico

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{\text{grs}}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(0.6999 \text{ kg} * 1000)]}{197.844 \text{ g/mol}} = 3.5376 \text{ moles}$$

$$\dot{Q}_{arsénico} = m \int Cp dT$$

$$\dot{Q}_{arsénico} = (3.5376 \text{ moles}) \int_{882.15}^{1092} 8.37 + 0.086T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{arsénico} = 69,232.5417 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 289,668.9546 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Selenio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(0.0114 \text{ kg} * 1000)]}{78.96 \text{ g/mol}} = 0.1444 \text{ moles}$$

$$\dot{Q}_{selenio} = m \int Cp dT$$

$$\dot{Q}_{selenio} = (0.1444 \text{ moles}) \int_{882.15}^{1092} 4.53 + 0.00550T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{selenio} = 301.7300 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 1262.4386 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Sulfato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(4.9396 \text{ kg} * 1000)]}{141.98 \text{ g/mol}} = 34.7908 \text{ moles}$$

$$Q_{sulf.sodio} = m * Cp * \Delta T$$

$$Q_{sulf.sodio} = (34.7908 \text{ moles}) * \left(32.8 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) * (1092 - 882.15)$$

$$Q_{sulf.sodio} = 239,467.9671 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 1,001,933.9740 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Carbonato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

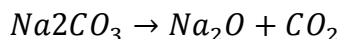
$$m = \frac{[(240.1921 \text{ kg} * 1000)]}{105.94 \text{ g/mol}} = 2,267.2465 \text{ moles}$$

$$Q_{carb.sodio} = m * Cp * \Delta T$$

$$Q_{carb.sodio} = (2,267.2465 \text{ moles}) * \left(28.9 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) * (1092 - 882.15)$$

$$Q_{carb.sodio} = 13,750,090.8300 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 57,530,380.0200 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Su reacción de descomposición en este intervalo de temperatura es:



Conociendo los pesos moleculares de los productos se puede establecer una relación molar entre ellos y el carbonato de sodio y estimar sus respectivas cantidades en kilogramos:

$$Na_2O = \frac{(2,267.2465 \text{ moles} * 61.95 \frac{g}{mol})}{1000} = 140.4559 \text{ kg}$$

$$CO_2 = \frac{(2,267.2465 \text{ moles} * 43.99 \frac{g}{mol})}{1000} = 99.7362 \text{ kg}$$

Como se puede observar se cumple con la ley de la conservación de la materia al sumar los productos de descomposición y obtener la cantidad de materia prima inicial, en este caso el carbonato de sodio (240.1921 kg). El Na_2O se usará en la siguiente etapa de descomposición en adición al ya presente, mientras que el CO_2 es el gas desprendido en esta etapa y se suma a los anteriormente generados.

- De 818.85° a 1100°C (1092 – 1373.15 K), descomposición del sulfato de sodio:

Arena lampazos

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(732.9881 \text{ kg} * 1000)]}{60.086 \text{ g/mol}} = 12,198.9831 \text{ moles}$$

$$Q_{arena} = m \int Cp dT$$

$$Q_{arena} = (12,198.9831 \text{ moles}) \int_{1092}^{1373.15} 10.95 + 0.00550T \left(\frac{cal}{mol K} \right) dT$$

$$Q_{arena} = 60,806,490.58 \frac{cal}{tonelada \text{ de vidrio}} = 254,414,356.6 \frac{J}{ton \text{ de vidrio}}$$

Óxido de calcio (CaO)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(82.9810 \text{ kg} * 1000)]}{56.07 \text{ g/mol}} = 1479.9530 \text{ moles}$$

$$Q_{\dot{C}aO} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\dot{C}aO} = (1479.9530 \text{ moles}) \int_{1092}^{1373.15} 10.00 + 0.00484T - 108000/T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\dot{C}aO} = 6,613,164.4870 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 27,669,480.21 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de sodio (Na₂O)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(142.2716 \text{ kg} * 1000)]}{61.95 \text{ g/mol}} = 2296.5556 \text{ moles}$$

$$Q_{\dot{N}a_2O} = m * C_p * \Delta T$$

$$Q_{\dot{N}a_2O} = (142.2716 \text{ kg}) * \left(1230 \frac{\text{J}}{\text{kg K}} \right) * (1373.15 - 1092)$$

$$Q_{\dot{N}a_2O} = 49,199,589.82 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de magnesio (MgO)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(26.9100 \text{ kg} * 1000)]}{40.29 \text{ g/mol}} = 667.9082 \text{ moles}$$

$$Q_{\dot{M}gO} = m \int C_p dT$$

$$Q_{Mgo} = (667.9082 \text{ moles}) \int_{1092}^{1373.15} 10.86 + 0.001197T - 208700/T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{Mgo} = 2,290,233.6390 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 9,582,337.5470 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Alúmina

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{g}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(9.2229 \text{ kg} * 1000)]}{101.963 \text{ g/mol}} = 90.4534 \text{ moles}$$

$$Q_{alúmina} = m \int Cp dT$$

$$Q_{alúmina} = (90.4534 \text{ moles}) \int_{1092}^{1373.15} 22.08 + 0.008971T - \frac{522500}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{alúmina} = 833,824.2328 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 3,488,720.5900 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de arsénico

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{g}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(0.6999 \text{ kg} * 1000)]}{197.844 \text{ g/mol}} = 3.5376 \text{ moles}$$

$$Q_{arsénico} = m \int Cp dT$$

$$Q_{arsénico} = (3.5376 \text{ moles}) \int_{1092}^{1373.15} 8.37 + 0.086T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{arsénico} = 113,754.5625 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 475,949.0895 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Selenio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(0.0114 \text{ kg} * 1000)]}{78.96 \text{ g/mol}} = 0.1444 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{selenio}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\text{selenio}} = (0.1444 \text{ moles}) \int_{1092}^{1373.15} 4.53 + 0.00550T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\text{selenio}} = 459.0566 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 1920.6928 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Sulfato de sodio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

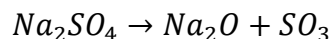
$$m = \frac{[(4.9396 \text{ kg} * 1000)]}{141.98 \text{ g/mol}} = 34.7908 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{sulf.sodio}} = m * C_p * \Delta T$$

$$Q_{\text{sulf.sodio}} = (34.7908 \text{ moles}) * \left(32.8 \frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) * (1373.15 - 1092)$$

$$Q_{\text{sulf.sodio}} = 320,831.1601 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 1,342,357.5740 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Su reacción de descomposición en este intervalo de temperatura es:



Conociendo los pesos moleculares de los productos se puede establecer una relación molar entre ellos y el sulfato de sodio y estimar sus respectivas cantidades en kilogramos:

$$Na_2O = \frac{(34.7908 \text{ moles} * 61.95 \frac{g}{mol})}{1000} = 2.1553 \text{ kg}$$

$$SO_3 = \frac{(34.7908 \text{ moles} * 80.034 \frac{g}{mol})}{1000} = 2.7844 \text{ kg}$$

Como se puede observar se cumple con la ley de la conservación de la materia al sumar los productos de descomposición y darnos la cantidad de materia prima inicial, en este caso del sulfato de sodio (4.9396 kg). El Na_2O se usará en la siguiente etapa de descomposición en adición al ya presente, mientras que el SO_3 es el gas desprendido en esta etapa y se suma a los anteriormente generados.

➤ De 1100° a 1457.7°C (1373.15 – 1730.85 K), vidrio ya formado en estado líquido:

Arena lampazos

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(732.9881 \text{ kg} * 1000)]}{60.086 \text{ g/mol}} = 12,198.9831 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{arena}} = m \int Cp dT$$

$$Q_{\text{arena}} = (12,198.9831 \text{ moles}) \int_{1373.15}^{1730.85} 10.95 + 0.00550T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\text{arena}} = 85,028,647.07 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 355,759,859.3 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de calcio (CaO)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(82.9810 \text{ kg} * 1000)]}{56.07 \text{ g/mol}} = 1479.9530 \text{ moles}$$

$$Q_{CaO} = m \int C_p dT$$

$$Q_{CaO} = (1479.9530 \text{ moles}) \int_{1373.15}^{1730.85} 10.00 + 0.00484T - 108000/T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{CaO} = 9,246,263.42 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 38,686,366.15 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de sodio (Na₂O)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(144.4269 \text{ kg} * 1000)]}{61.95 \text{ g/mol}} = 2331.346 \text{ moles}$$

$$Q_{Na2O} = m * C_p * \Delta T$$

$$Q_{Na2O} = (144.4269 \text{ kg}) * \left(1230 \frac{\text{J}}{\text{Kg K}} \right) * (1730.85 - 1373.15)$$

$$Q_{Na2O} = 63,543,653.34 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de magnesio (MgO)

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{\text{g}}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(26.9100 \text{ kg} * 1000)]}{40.29 \text{ g/mol}} = 667.9082 \text{ moles}$$

$$Q_{MgO} = m \int C_p dT$$

$$Q_{Mgo} = (667.9082 \text{ moles}) \int_{1373.15}^{1730.85} 10.86 + 0.001197T - 208700/T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{Mgo} = 3,017,427.1780 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 12,624,915.3100 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Alúmina

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{g}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(9.2229 \text{ kg} * 1000)]}{101.963 \text{ g/mol}} = 90.4534 \text{ moles}$$

$$Q_{alúmina} = m \int Cp dT$$

$$Q_{alúmina} = (90.4534 \text{ moles}) \int_{1373.15}^{1730.85} 22.08 + 0.008971T - \frac{522500}{T^2} \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{alúmina} = 1,157,720.1120 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 4,843,900.9500 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Óxido de arsénico

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } \left(\frac{g}{\text{mol}} \right)}$$

$$m = \frac{[(0.6999 \text{ kg} * 1000)]}{197.844 \text{ g/mol}} = 3.5376 \text{ moles}$$

$$Q_{arsénico} = m \int Cp dT$$

$$Q_{arsénico} = (3.5376 \text{ moles}) \int_{1373.15}^{1730.85} 8.37 + 0.086T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{arsénico} = 179,488.6107 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 750,980.3471 \frac{J}{\text{ton de vidrio}}$$

Selenio

$$m = \frac{[(\text{cantidad para producir 1 ton de vidrio (kg)} * 1000)]}{\text{Peso molecular materia prima } (\frac{g}{mol})}$$

$$m = \frac{[(0.0114 \text{ kg} * 1000)]}{78.96 \text{ g/mol}} = 0.1444 \text{ moles}$$

$$Q_{\text{selenio}} = m \int C_p dT$$

$$Q_{\text{selenio}} = (0.1444 \text{ moles}) \int_{1373.15}^{1730.85} 4.53 + 0.00550T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$Q_{\text{selenio}} = 674.7755 \frac{\text{cal}}{\text{tonelada de vidrio}} = 2823.2607 \frac{\text{J}}{\text{ton de vidrio}}$$

De todo lo anterior, tomando en cuenta los gases liberados durante este proceso y sus cantidades correspondientes, quedan como sigue en la siguiente tabla:

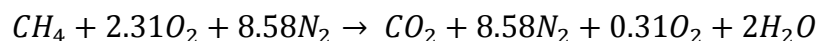
Tabla 12.- Productos de la descomposición de las materias primas durante el proceso de formación del vidrio (gases).

PRODUCTOS DESCOMPOSICION	MOLES/TONELADA DE VIDRIO	CANTIDAD (kg)
CO ₂	4415.1077	194.2206
N ₂	29.3091	0.8207
O ₂	73.2727	2.3433
SO ₃	34.7908	2.7844
H ₂ O	1995.0216	35.9224

3.3.3.- Gases de combustión

3.3.3.1.- Productos del sistema gas natural (CH₄) + Aire

Siguiendo la reacción de combustión:



Nitrógeno (N₂)

$$\dot{m}_{N_2} = 33,267.65 \text{ mol} * 8.58 = 285,436.437 \text{ mol/h}$$

$$\dot{Q}_{N_2} = \dot{m} * \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{N_2} = (285,436.437 \text{ mol/h}) * \int_{973.15}^{1824.5} 6.50 + 0.00100T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{N_2} = 1,919,000,000 \frac{\text{cal}}{h} = 8,031,038.72 \frac{\text{kJ}}{h}$$

Oxígeno (O₂)

$$\dot{m}_{O_2} = 33,267.65 \text{ mol} * 0.31 = 10,312.97 \text{ mol/h}$$

$$\dot{Q}_{O_2} = \dot{m} * \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{O_2} = (10,312.97 \text{ mol/h}) * \int_{973.15}^{1824.5} 8.27 + 0.000258T - 187700/T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{O_2} = 74,850,647 \frac{\text{cal}}{h} = 313,175.108 \frac{\text{kJ}}{h}$$

Vapor de agua (H₂O)

$$\dot{m}_{H_2O} = 33,267.65 \text{ mol} * 2 = 66,535.30 \text{ mol/h}$$

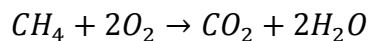
$$\dot{Q}_{O_2} = \dot{m} * \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{O_2} = (66,535.30 \text{ mol/h}) * \int_{973.15}^{1824.5} 8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}} \right) dT$$

$$\dot{Q}_{O_2} = 630,612,866 \frac{\text{cal}}{h} = 2,638,484.233 \frac{\text{kJ}}{h}$$

3.3.3.2.- Productos del sistema gas natural (CH₄) + oxígeno

Siguiendo la reacción de combustión:



Vapor de agua (H₂O)

$$\dot{m}_{H_2O} = 3,260.725 \text{ mol/hr} * 2 = 6,521.45 \text{ mol/h}$$

$$\dot{Q}_{H_2O} = \dot{m} * \int Cp \, dT$$

$$\dot{Q}_{H_2O} = (6,521.45 \text{ mol/h}) * \int_{973.15}^{1824.5} 8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) dT$$

$$\dot{Q}_{H_2O} = 61,809,450 \frac{\text{cal}}{h} = 258,610.7375 \frac{\text{kJ}}{h}$$

3.3.3.3.- Productos por descomposición de materias primas

Nitrógeno (N₂)

$$\dot{Q}_{N_2} = \dot{m} * \int Cp \, dT$$

$$\dot{Q}_{N_2} = (29.3090 \text{ mol/ton}) * \int_{973.15}^{1824.5} 6.50 + 0.00100T \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) dT$$

$$\dot{Q}_{N_2} = 197,093.7792 \frac{\text{cal}}{\text{ton de vidrio}} = 824.6403 \frac{\text{kJ}}{\text{ton de vidrio}}$$

Oxígeno (O₂)

$$\dot{Q}_{O_2} = \dot{m} * \int Cp \, dT$$

$$\dot{Q}_{O_2} = \left(73.2727 \frac{\text{mol}}{\text{ton}}\right) * \int_{973.15}^{1824.5} 8.27 + 0.000258T - 187700/T^2 \left(\frac{\text{cal}}{\text{mol K}}\right) dT$$

$$\dot{Q}_{O_2} = 531,806.983 \frac{\text{cal}}{h} = 2225.0804 \frac{\text{kJ}}{h}$$

Trióxido de azufre (SO₃)

$$\dot{Q}_{SO_3} = \dot{m} * Cp * \Delta T$$

$$\dot{Q}_{SO_3} = \left(34.7908 \frac{mol}{ton}\right) * \left(5.7409 \frac{cal}{mol K}\right) * (1824.5 - 973.15)$$

$$\dot{Q}_{SO_3} = 170,040.6406 \frac{cal}{ton de vidrio} = 711.4500 \frac{KJ}{ton de vidrio}$$

Vapor de agua (H₂O)

$$\dot{Q}_{H_2O} = \dot{m} * \int C_p dT$$

$$\dot{Q}_{H_2O} = (1995.0216 mol/ton) * \int_{973.15}^{1824.5} 8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2 \left(\frac{cal}{mol K}\right) dT$$

$$\dot{Q}_{H_2O} = 18,908,554.21 \frac{cal}{ton de vidrio} = 79,113.3908 \frac{KJ}{ton de vidrio}$$

3.3.6.- Pérdidas de energía a través de la estructura del fundidor

3.3.6.1.- Pérdidas de energía a través de los muros laterales de la superestructura del fundidor

Estas pérdidas energéticas se estiman en base a las ecuaciones (5) y (6) de la sección 3.3.6, empleando la metodología de las resistencias eléctricas, estableciendo así primeramente la red eléctrica a emplear, para después obtener la resistencia equivalente del sistema usando (5), para después, conociendo el gradiente térmico entre las superficies interior y exterior, estimar la energía térmica que se difunde a través del encofrado refractario con (6).

$$R = \frac{L}{KA} \dots (5)$$

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R} \dots (6)$$

A continuación se presenta un corte transversal típico del muro lateral. Los diferentes materiales con los que está compuesto, se pueden observar en la tabla de materiales del anexo A.



Figura 19.- Corte transversal típico del muro lateral

Una vez determinada la geometría a estudiar y conociendo los diferentes materiales presentes en el sistema en análisis, lo siguiente sería establecer la red de resistencias eléctricas en donde la velocidad de transferencia de calor a través de una capa corresponde a la corriente eléctrica, la resistencia térmica a la resistencia eléctrica y la diferencia de temperaturas a la diferencia de voltaje cruzada de la capa.

Con todo lo anterior es posible definir los diferentes circuitos en paralelo de los que estará compuesta nuestra red eléctrica del sistema, como se puede observar también en la figura 1.

Una vez establecido los circuitos a estimar, se comienza con los cálculos de los mismos, como se muestra a continuación:

Tabla 36.- Longitud, altura y área de cada circuito en muros laterales

		L (m)	h (m)	A (m ²)
A	Ra	0.3048	0.0762	0.88392
B	Rb	0.3048	0.0762	0.88392
	Raire	0.0381	0.0762	0.88392
	Re	0.1016	0.0762	0.88392
C	Rc	0.2286	0.3048	3.53568
	Rd	0.1143	0.3048	3.53568
	Re	0.1016	0.3048	3.53568
D	Rb	0.3048	0.0762	0.88392
	Raire	0.0381	0.0762	0.88392
	Re	0.1016	0.0762	0.88392
E	Rc	0.2286	0.2286	2.65176
	Rd	0.1143	0.2286	2.65176
	Re	0.1016	0.2286	2.65176
F	Rb	0.3048	0.0762	0.88392
	Raire	0.0381	0.0762	0.88392
	Re	0.1016	0.0762	0.88392
G	Rf	0.6096	0.1524	1.76784

Los datos geométricos para la determinación de cada uno de los parámetros de la tabla 1, se consiguieron a partir de los planos del horno.

Se prosigue a obtener los valores de las resistencias térmicas para cada uno de los elementos que componen el circuito, un ejemplo de cálculo sería la determinación de la resistencia Ra del circuito A:

$$Ra = \frac{L}{KA}$$

$$Ra = \frac{(0.3048 \text{ m})}{\left(1.6 \frac{W}{m^{\circ}C}\right) * (0.88392 \text{ m}^2)}$$

$$Ra = 0.2155172^{\circ}C/W$$

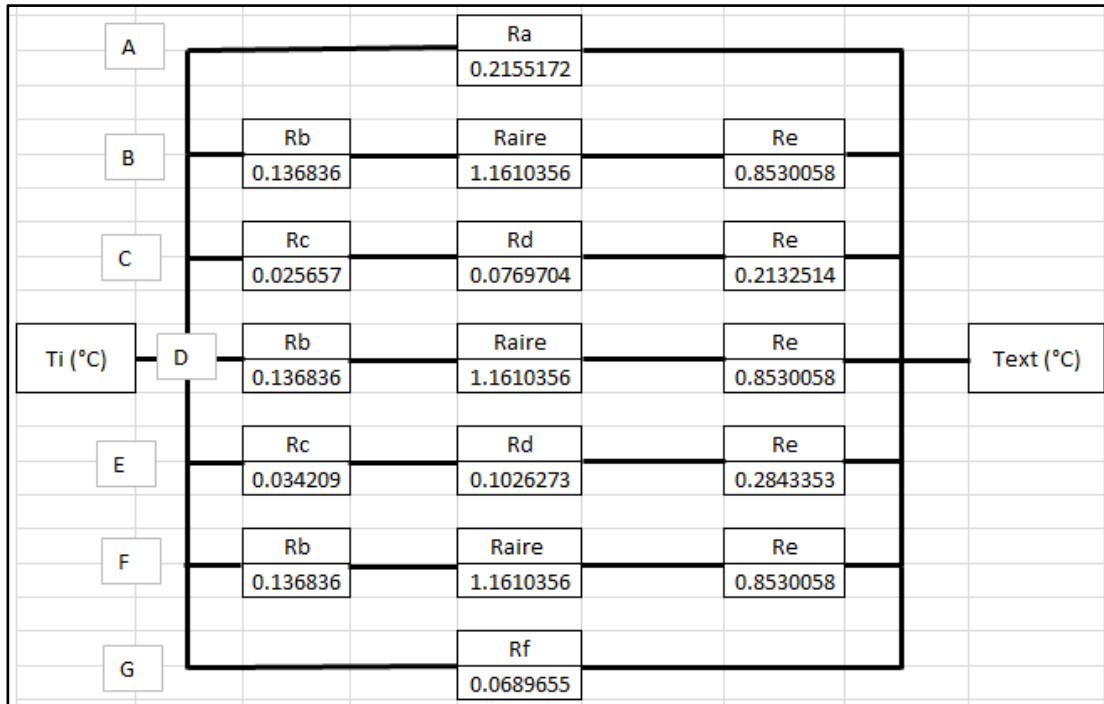


Figura 20.- Red eléctrica empleada en los muros laterales y resistencias de cada uno de los materiales.

Tabla 37.- Resistencia térmica de cada circuito en muros laterales

CIRCUITO	RESISTENCIA (°C/W)
A	0.2155172
B	2.1508778
C	0.3158787
D	2.1508778
E	0.4211716
F	2.1508778
G	0.0689655

En la tabla 37, se nos muestra la resistencia de cada circuito al sumar las resistencias eléctricas presentes en cada uno de ellos, debido a que se encuentran en serie en cada circuito, ahora la resistencia equivalente se estima considerando que los circuitos entre sí son paralelos, por lo que la resistencia equivalente del sistema queda como sigue:

$$1/R_{eq} = 1/A + 1/B + 1/C + 1/D + 1/E + 1/F + 1/G$$

Con lo anterior, la resistencia equivalente de la red eléctrica da un valor de 0.038351086 °C/W.

Para los muros laterales norte y sur, la resistencia equivalente no varía, solamente su temperatura interior y exterior promedio como se muestra en la sección 3.3.6.1 del capítulo 3, por lo que la velocidad de transferencia de calor queda como:

Muro norte

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R_{eq}}$$

$$\dot{Q} = \frac{(1558.7^{\circ}\text{C} - 249.1^{\circ}\text{C})}{0.038351086^{\circ}\text{C/W}} = 34,147.6637 \text{ W}$$

Muro sur

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R_{eq}}$$

$$\dot{Q} = \frac{(1562.7^{\circ}\text{C} - 135.6^{\circ}\text{C})}{0.038351086^{\circ}\text{C/W}} = 37,211.4622$$

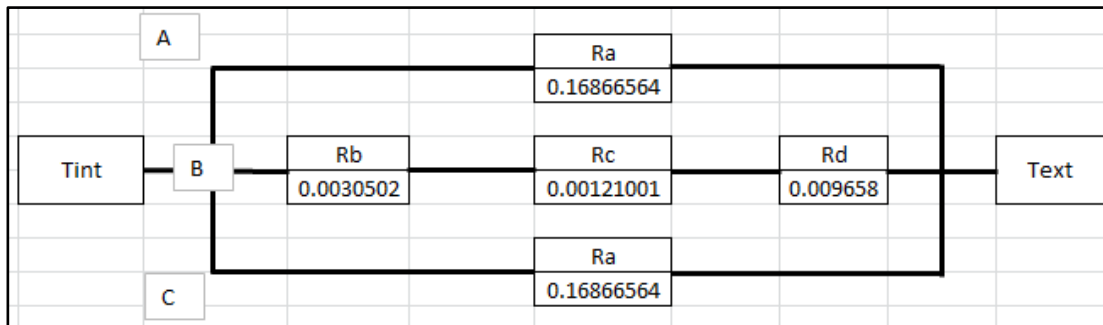
3.3.6.2.- Pérdidas de energía a través de la bóveda del fundidor



Figura 21.- Corte transversal típico de la bóveda de la taza de fusión

Tabla 38.- Longitud, altura y área de cada circuito en bóveda del fundidor

		L(m)	h(m)	A(m ²)
A	Ra	0.4572	0.14605002	1.69418
	Rb	0.381	6.73000428	78.06805
B	Rc	0.1143	6.73000428	78.06805
	Rd	0.1016	6.73000428	78.06805

**Figura 22.-** Red eléctrica empleada en la bóveda y resistencias de cada uno de los materiales.**Tabla 39.-** Resistencia térmica de cada circuito en bóveda del fundidor

CIRCUITO	RESISTENCIA (°C/W)
A	0.1686656
B	0.0139183
C	0.1686656

En la tabla 39, se nos muestra la resistencia de cada circuito al sumar las resistencias eléctricas presentes en cada uno de ellos, debido a que se encuentran en serie en cada circuito, ahora la resistencia equivalente se estima considerando que los circuitos entre sí son paralelos, por lo que la resistencia equivalente del sistema queda como sigue:

$$1/R_{eq} = 1/A + 1/B + 1/C$$

Con lo anterior, la resistencia equivalente de la red eléctrica da un valor de 0.0119466 °C/W.

Ahora tomando en cuenta la temperatura promedio del interior y del exterior de la bóveda (sección 3.3.6.2 del capítulo 3), se tiene que la velocidad de transferencia de calor es:

Bóveda

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R_{eq}}$$

$$\dot{Q} = \frac{(1519.33^{\circ}\text{C} - 181.95^{\circ}\text{C})}{0.0119466^{\circ}\text{C}/\text{W}} = 111,946.0518 \text{ W}$$

3.3.6.3.- Pérdidas de energía a través del muro delantero de la superestructura del fundidor



Figura 23.- Vista frontal del muro delantero

En el caso del muro delantero se tiene una consideración especial, en la cual, se tomará en cuenta solamente el área interior expuesta a la temperatura del espacio de combustión.

Como se puede observar en la figura 23, se denota un área marcada, la cual será la utilizada en los cálculos de la velocidad de transferencia de calor a través de la mampostería.

A continuación se presenta en la figura 24, la sección transversal del muro delantero

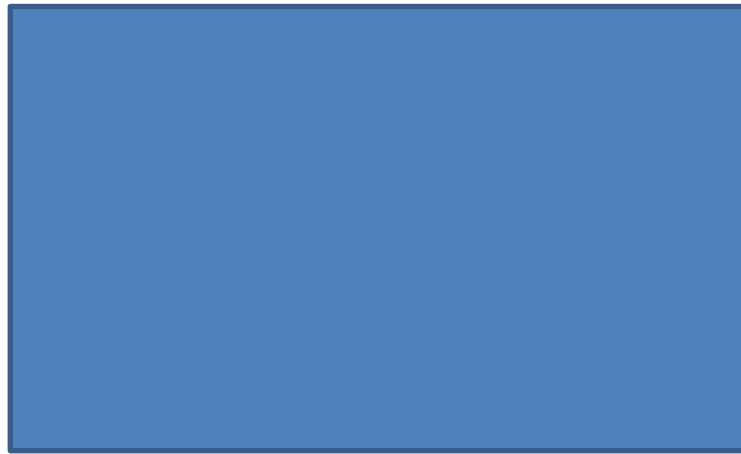


Figura 24.- Corte transversal del muro delantero

Tabla 40.- Longitud y área de las resistencias del circuito en muro delantero

		L(m)	A(m ²)
A	Ra-k	0.3048	9.08045
	Ro	0.0762	9.08045
	Rp	0.0254	9.08045
	Rq	0.0508	9.08045

	A								
Tint		Ra-k		Ro		Rp		Rq	Text
		0.006713		0.0199801		0.0121407		0.04151715	

Figura 25.- Red eléctrica empleada en el muro delantero y resistencias de cada uno de los materiales.

En este caso, como es un solo circuito en la red eléctrica, sus resistencias se encuentran en serie, por lo que la resistencia equivalente es la sumatoria de esas resistencias, por lo que su valor es de 0.0803513 °C/W.

Ahora tomando en cuenta la temperatura del interior y del exterior del muro delantero (sección 3.3.6.3 del capítulo 3), se tiene que la velocidad de transferencia de calor es:

Muro delantero

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R_{eq}}$$

$$\dot{Q} = \frac{(1553^{\circ}\text{C} - 140.63^{\circ}\text{C})}{0.0803513^{\circ}\text{C}/\text{W}} = 17,577.43569 \text{ W}$$

3.3.6.4.- Pérdidas de energía a través del muro trasero de la superestructura del fundidor



Figura 26.- Vista frontal del muro trasero

Se tomará la misma consideración en el área como se hizo con el muro delantero.

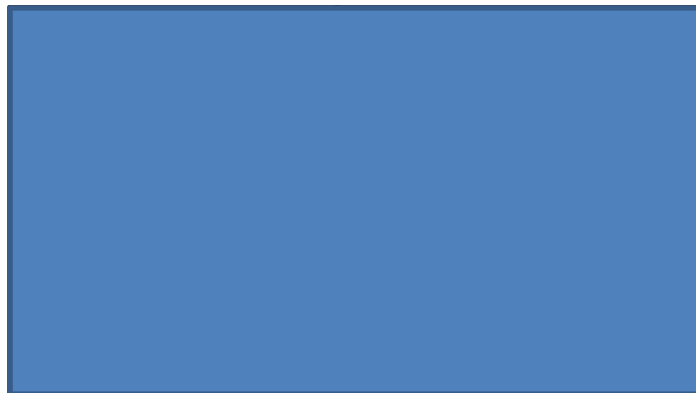
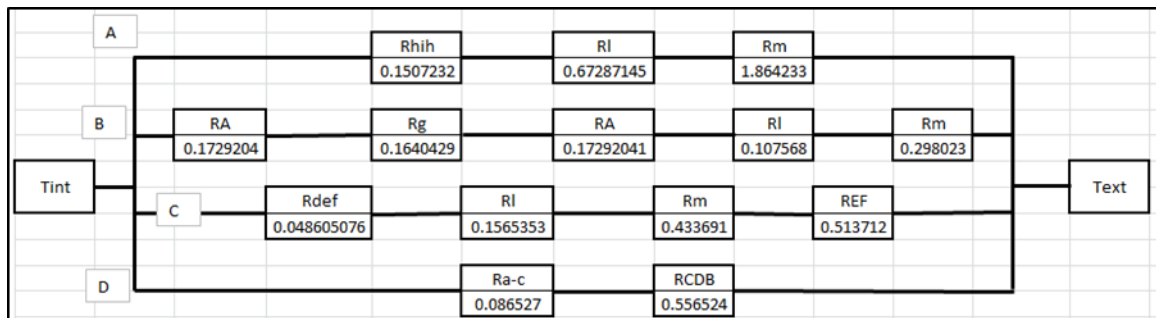


Figura 27.-Corte transversal del muro trasero

Tabla 41.- Longitud y área de cada circuito en muro trasero

		L (m)	A(m ²)
A	Rhih	0.3048	0.40445
	RI	0.1143	0.40445
	Rm	0.1016	0.40445
B	RA	0.4572	1.07918
	Rg	0.3048	0.37161
	RA	0.4572	1.07918
	RI	0.1143	2.52997
	Rm	0.1016	2.52997
C	Rdef	0.3048	1.25419
	RI	0.1143	1.73854
	Rm	0.1016	1.73854
	REF	0.6096	0.48435
D	Ra-c	0.3048	0.70452
	RCDB	0.6096	0.44709

**Figura 28.- Red eléctrica empleada en el muro trasero y resistencias de cada uno de los materiales****Tabla 42.- Resistencia térmica de cada circuito en muro trasero**

CIRCUITO	RESISTENCIA (°C/W)
A	2.687827
B	0.915474
C	1.152543
D	0.643051

En la tabla 42, se muestra la resistencia de cada circuito al sumar las resistencias eléctricas presentes en cada uno de ellos, debido a que se encuentran en serie en cada circuito, ahora la resistencia equivalente se estima

considerando que los circuitos entre sí son paralelos, por lo que la resistencia equivalente del sistema queda como sigue:

$$1/R_{eq} = 1/A + 1/B + 1/C + 1/D$$

Con lo anterior, la resistencia equivalente de la red eléctrica da un valor de 0.257260 °C/W.

Ahora tomando en cuenta la temperatura promedio del interior y del exterior del muro trasero (sección 3.3.6.4 del capítulo 3), se tiene que la velocidad de transferencia de calor es:

Muro trasero

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R_{eq}}$$

$$\dot{Q} = \frac{(1563^{\circ}\text{C} - 148.79^{\circ}\text{C})}{0.257260^{\circ}\text{C/W}} = 5,497.1910 \text{ W}$$

3.3.6.5.- Pérdidas de energía a través de la taza del fundidor

3.3.6.5.1.- Coeficiente de transferencia de calor por convección del vidrio

En este caso el vidrio fundido por estar en contacto con las superficies internas de este se agrega a al sistema de resistencias térmicas siguiendo el modelo de red eléctrica, por lo que es indispensable estimar su valor en el coeficiente de transferencia de calor por convección.

Para la estimación del coeficiente se utilizaron los números adimensionales de Reynolds, Prandlt y Nusselt como se muestra a continuación:

Primero se estimó la velocidad del vidrio fundido dentro de la taza de fusión, la cual está en función del estiraje diario y de la longitud paralela de la taza al flujo del vidrio, por lo que la velocidad del vidrio tiene un valor de 0.0192 m/s.

Después se necesita evaluar el número de Reynolds, para conocer el comportamiento de este flujo y ver si es turbulento o laminar:

$$Re = \frac{\rho * V * L_c}{\mu}$$

Donde ρ , es la densidad del vidrio (Kg/m^3); V , su velocidad (m/seg); L_c , es la longitud paralela al flujo (m) y μ su viscosidad (Kg/m s), la cual fue evaluada a la temperatura de $1362.75\text{ }^\circ\text{C}$, cuya temperatura fue tomada mediante los termopares presentes en el piso de la taza, por lo que tenemos:

$$Re = \frac{(2492\text{ kg/m}^3)(0.0192\text{ m/s})(10.922\text{ m})}{\left(1995.26\frac{\text{kg}}{\text{m s}}\right)}$$

$$Re = 0.2600$$

El valor anteriormente descrito describe que el flujo del vidrio es laminar, tal y como aparece en [1] donde describen que en el vidrio el número de Reynolds, es siempre menor a la unidad.

Posteriormente se evalúa el número de Prandtl, el cual es la relación entre la difusividad de momento y térmica, por lo que un número de Prandtl pequeño representa que la difusividad térmica es muy alta en comparación a la de momento.

$$Pr = \frac{\mu * C_p}{k}$$

Donde C_p , es el calor específico del vidrio ($\text{J/g } ^\circ\text{C}$) y K , es su conductividad térmica ($\text{J/s m } ^\circ\text{C}$), por lo que el número de Prandtl queda:

$$Pr = \frac{\left(1,995,260\frac{\text{g}}{\text{m s}}\right)\left(1.046\frac{\text{J}}{\text{g } ^\circ\text{C}}\right)}{\left(1.2634\frac{\text{J}}{\text{s m } ^\circ\text{C}}\right)}$$

$$Pr = 1,651,924.93$$

Ya con los datos anteriores, podemos evaluar el coeficiente de transferencia de calor por convección con la siguiente correlación, que se aplica para convección forzada externa sobre una placa plana cuando el flujo es laminar en toda la placa:

$$Nu = 0.664Re^{0.5}Pr^{1/3} \text{ cuando } Re < 5 \times 10^5$$

Por lo que el valor del número de Nusselt queda:

$$Nu = 0.664 * (0.2600)^{0.5} * (1,651,924.93)^{1/3}$$

$$Nu = 38.1585$$

Conociendo Nusselt, se puede usar su ecuación para despejar el coeficiente de transferencia de calor por convección y evaluarlo:

$$h = \frac{Nu * K}{L}$$

$$h = \frac{(38.1585) * \left(1.2634 \frac{W}{m^{\circ}C}\right)}{10.922 \text{ m}}$$

$$h = 4.4139 \frac{W}{m^2^{\circ}C}$$

3.3.6.5.2.- Pérdidas de energía a través de los muros laterales de la taza de fusión



Figura 29.- Corte transversal de los muros de la taza de fusión



Figura 30.- Representación de los circuitos de la red y el flujo de calor del interior del horno

Tabla 43.- Longitud, altura y área de cada circuito en muros laterales de taza de fusión

		L(m)	h(m)	A(m ²)
A	Ra	0.3048	0.0508	0.5548376
	Rvidrio			2.774188
B	Ra	0.3048	0.254	2.774188
	Rvidrio			13.3161024
C	Ra	0.3048	1.2192	13.3161024
	Rb	0.0762	1.2192	13.3161024
	Rc	0.0762	1.2192	13.3161024
	Rd	0.0254	1.2192	13.3161024
	Re	0.1016	1.2192	13.3161024

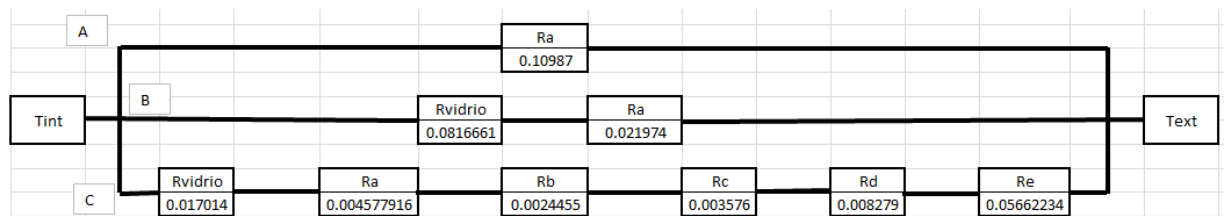


Figura 31.- Red eléctrica empleada en los muros de la taza de fusión

La resistencia térmica que ejerce el vidrio se estima de manera especial, siguiendo la siguiente ecuación:

$$R = \frac{1}{h * A}$$

Donde h , es el coeficiente de transferencia de calor por convección. Mientras que las demás resistencias térmicas se siguen evaluando siguiendo la ecuación (5).

Tabla 44.- Resistencia térmica de cada circuito en muros laterales de taza de fusión

	°C/W
RA	0.10987
RB	0.10364
RC	0.092515

En la tabla 44, se muestra la resistencia de cada circuito, al sumar las resistencias eléctricas presentes en cada uno de ellos, debido a que se encuentran en serie en cada circuito, ahora la resistencia equivalente se estima considerando que los circuitos entre sí son paralelos, por lo que la resistencia equivalente del sistema queda como sigue:

$$1/R_{eq} = 1/A + 1/B + 1/C$$

Con lo anterior, la resistencia equivalente de la red eléctrica da un valor de 0.033830 °C/W.

Para los muros laterales norte y sur de la taza de fusión, la resistencia equivalente no varía, al igual que su temperatura interior mientras que la exterior promedio si varía como se muestra en la sección 3.3.6.5.2 del capítulo 3, por lo que la velocidad de transferencia de calor queda como:

Muro norte

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R_{eq}}$$

$$\dot{Q} = \frac{(1362.75^{\circ}\text{C} - 249.1^{\circ}\text{C})}{0.033830^{\circ}\text{C/W}} = 32,918.9522 \text{ W}$$

Muro sur

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R_{eq}}$$

$$\dot{Q} = \frac{(1362.75^{\circ}\text{C} - 135.6^{\circ}\text{C})}{0.033830^{\circ}\text{C/W}} = 36,273.9570 \text{ W}$$

3.3.6.5.3.- Pérdidas de energía a través de los muros trasero y delantero de la taza de fusión

Para estas secciones de la taza de fusión la configuración geométrica de los elementos que la componen se mantienen iguales, mientras que la longitud a considerar para la estimación del área es la única diferencia entre estas y los muros laterales de la taza, entonces se sigue utilizando las mismas consideraciones que en la sección anterior.

Muro trasero de la taza de fusión

Tabla 45.- Longitud, altura, área y resistencia térmica de cada circuito en muro trasero de taza de fusión

		L(m)	h(m)	A(m ²)	R(°C/W)
A	Ra	0.3048	0.0508	0.30988	0.1967213
B	Rvidrio	N/A	N/A	1.5494	0.1462224
	Ra	0.3048	0.254	1.5494	0.0393443
C	Rvidrio	N/A	N/A	7.43712	0.030463
	Ra	0.3048	1.2192	7.43712	0.0081967
	Rb	0.0762	1.2192	7.43712	0.0043786
	Rc	0.0762	1.2192	7.43712	0.0064037
	Rd	0.0254	1.2192	7.43712	0.0148234
	Re	0.1016	1.2192	7.43712	0.1013818

Si se sigue con la red eléctrica empleada en la sección anterior, figura 31, se tiene que los valores de las resistencias de los circuitos son:

Tabla 46.- Resistencia térmica de cada circuito en muro trasero de taza de fusión.

	°C/W
RA	0.1967213
RB	0.1855667
RC	0.1656472

En la tabla 46, se muestra la resistencia de cada circuito, al sumar las resistencias eléctricas presentes en cada uno de ellos, debido a que se encuentran en serie en cada circuito, ahora la resistencia equivalente se estima considerando que los circuitos entre sí son paralelos, por lo que la resistencia equivalente del sistema queda como sigue:

$$1/R_{eq} = 1/A + 1/B + 1/C$$

Con lo anterior, la resistencia equivalente de la red eléctrica nos da un valor de 0.060572 °C/W.

La temperatura interior de esta sección se mantiene igual que en los muros laterales de la taza de fusión, mientras que la temperatura exterior del muro trasero de la taza de fusión se toma igual a la del muro trasero de la superestructura, sección 3.3.6.3 del capítulo 3, por lo que la velocidad de transferencia de calor queda:

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R_{eq}}$$

$$\dot{Q} = \frac{(1362.75^{\circ}\text{C} - 148.79^{\circ}\text{C})}{0.060572^{\circ}\text{C/W}} = 20,041.4584 \text{ W}$$

Muro delantero de la taza de fusión

Tabla 47.- Longitud, altura, área y resistencia térmica de cada circuito en muro delantero de taza de fusión

		L(m)	h(m)	A(m ²)	R(°C/W)
A	Ra	0.3048	0.0508	0.247904	0.2459016
B	Rvidrio	N/A	N/A	1.23952	0.182778
	Ra	0.3048	0.254	1.23952	0.0491803
C	Rvidrio	N/A	N/A	5.949696	0.0380788
	Ra	0.3048	1.2192	5.949696	0.0102459
	Rb	0.0762	1.2192	5.949696	0.0054732
	Rc	0.0762	1.2192	5.949696	0.0080046
	Rd	0.0254	1.2192	5.949696	0.0185292
	Re	0.1016	1.2192	5.949696	0.1267273

Si se sigue con la red eléctrica empleada en la sección anterior, figura 31, se tiene que los valores de las resistencias de los circuitos son:

Tabla 48.- Resistencia térmica de cada circuito en muro delantero de taza de fusión

	°C/W
RA	0.2459016
RB	0.2319583
RC	0.207059

En la tabla 48, se muestra la resistencia de cada circuito, al sumar las resistencias eléctricas presentes en cada uno de ellos, debido a que se encuentran en serie en cada circuito, ahora la resistencia equivalente se estima considerando que los circuitos entre sí son paralelos, por lo que la resistencia equivalente del sistema queda como sigue:

$$1/R_{eq} = 1/A + 1/B + 1/C$$

Con lo anterior, la resistencia equivalente de la red eléctrica da un valor de 0.075715 °C/W.

La temperatura interior de esta sección se mantiene igual que en los muros laterales de la taza de fusión, mientras que la temperatura exterior del muro

delantero de la taza de fusión se toma igual a la del muro delantero de la superestructura, sección 3.3.6.4 del capítulo 3, por lo que la velocidad de transferencia de calor queda:

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R_{eq}}$$

$$\dot{Q} = \frac{(1362.75^{\circ}\text{C} - 140.63^{\circ}\text{C})}{0.075715^{\circ}\text{C}/\text{W}} = 16,140.9385 \text{ W}$$

3.3.6.5.4.- Pérdidas de energía a través del piso de la taza de fusión



Figura 32.- Corte transversal del piso de la taza de fusión

Tabla 49.- Longitud, área y resistencia térmica de cada circuito en piso de taza de fusión

	L(m)	A(m ²)	R(°C/W)
Rvidrio	N/A	66.259	0.003419264
RA	0.0762	66.259	0.000230006
RB	0.0254	66.259	0.000152121
RC	0.0762	66.259	0.000456362
RD	0.2286	66.259	0.002156311
RE	0.1524	66.259	0.001437541
RF	0.1524	66.259	0.012105605

El área asignada es igual para cada uno de los circuitos, debido a que es el área de la taza de fusión del horno. Como se puede observar en la figura 32, los circuitos se encuentran en serie, por lo que la resistencia equivalente de la red arroja un valor de 0.020565 °C/W.

La temperatura interior se toma igual que en las secciones anteriores de la taza de fusión, mientras que la exterior se toma como en la sección 3.3.6.5.4 del capítulo 3, por lo que la velocidad de transferencia de calor es:

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R_{eq}}$$

$$\dot{Q} = \frac{(1362.75^{\circ}\text{C} - 189.25^{\circ}\text{C})}{0.020565^{\circ}\text{C}/\text{W}} = 57,061.0505 \text{ W}$$

ANEXO C

Caracterización de materias primas

Caracterización por rayos X:

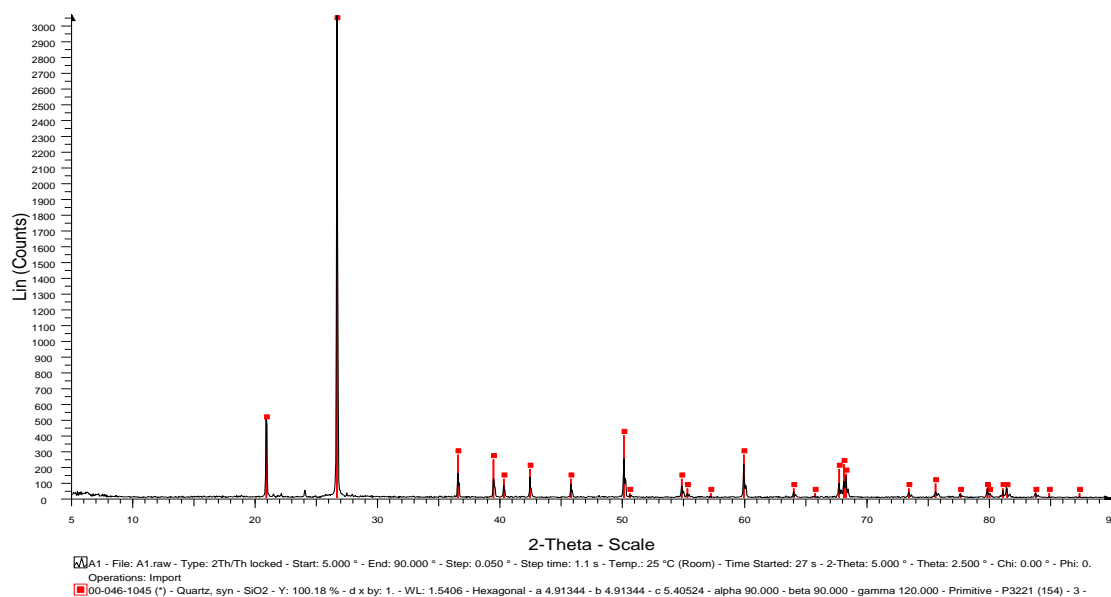


Figura 33.- Patrón de difracción de la arena lampazos.

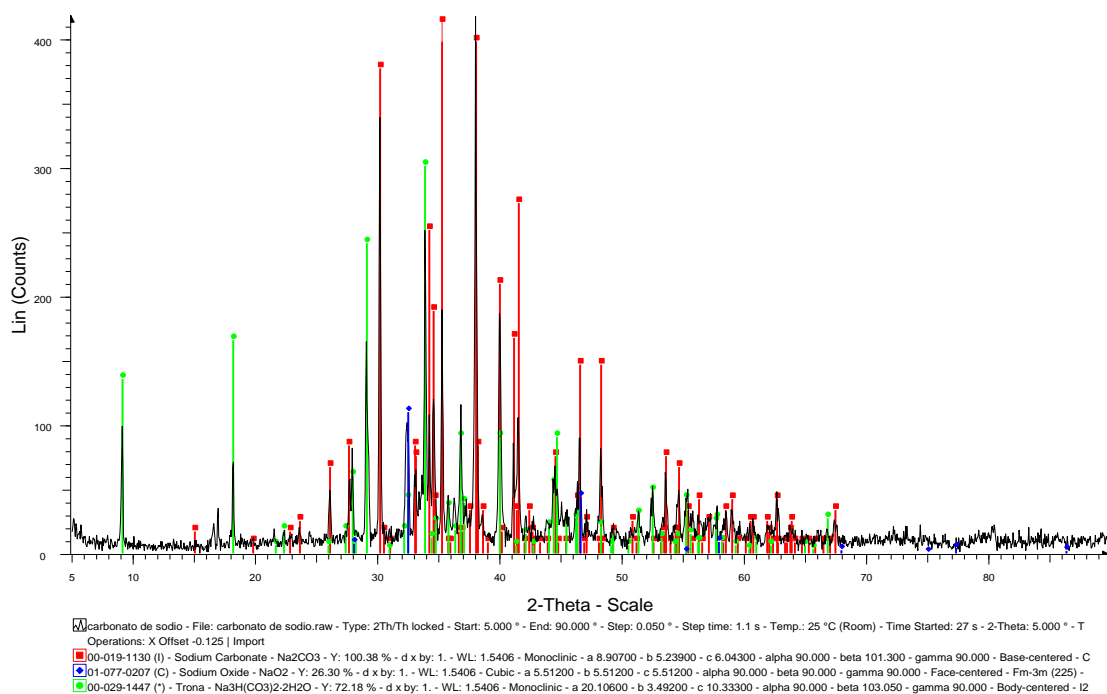


Figura 34.- Patrón de difracción del carbonato de sodio

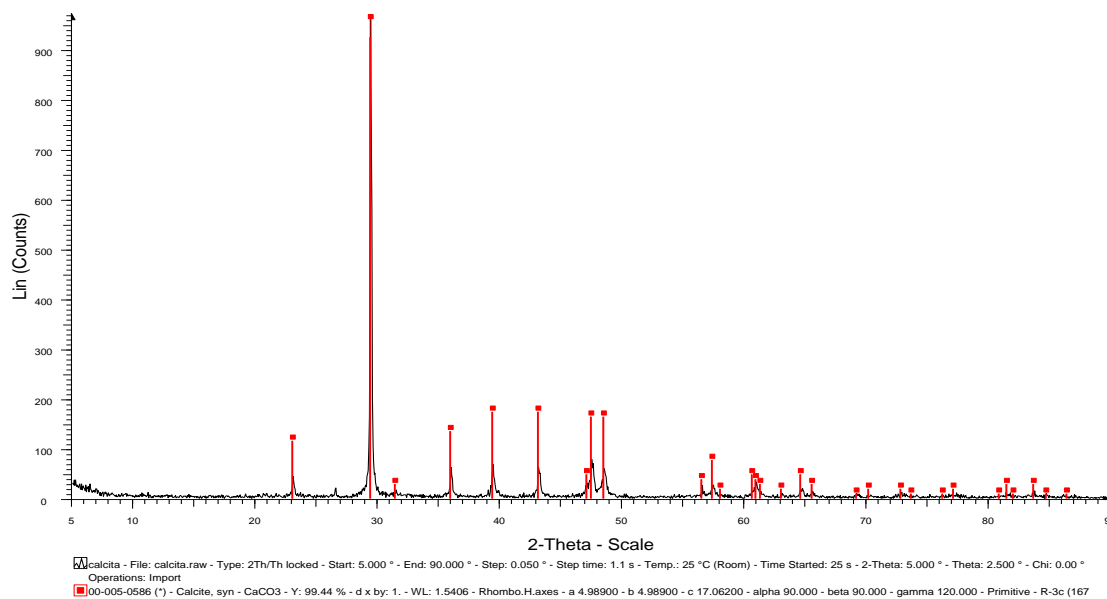


Figura 35.- Patrón de difracción de la calcita molida

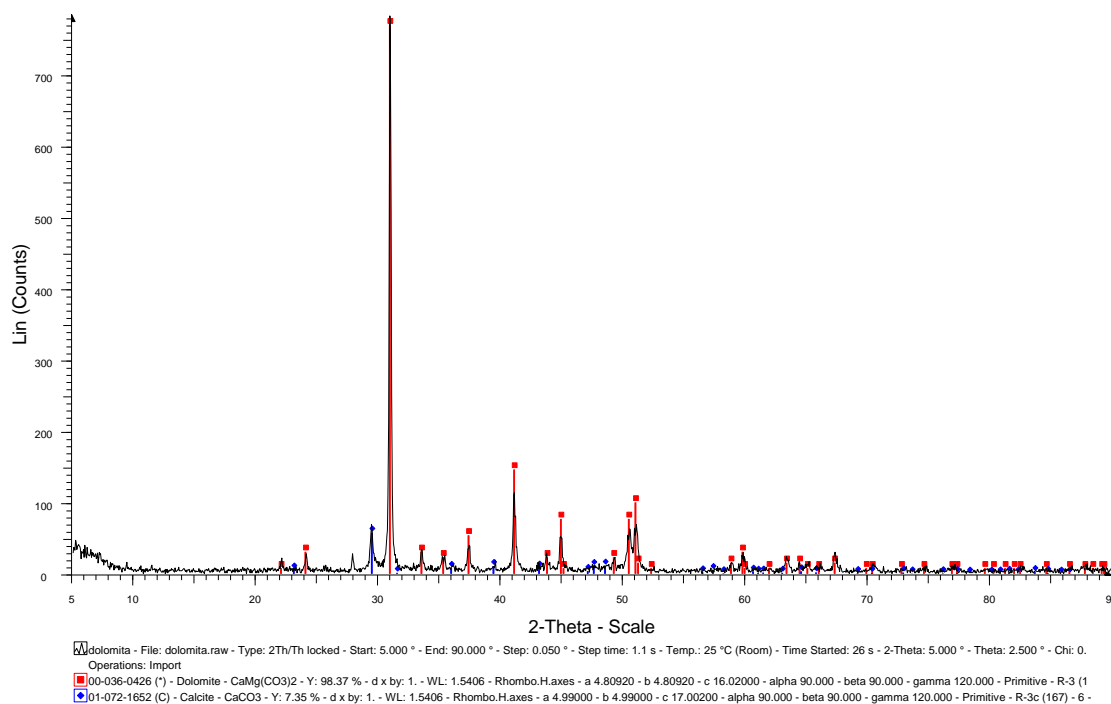


Figura 36.- Patrón de difracción de la dolomita.

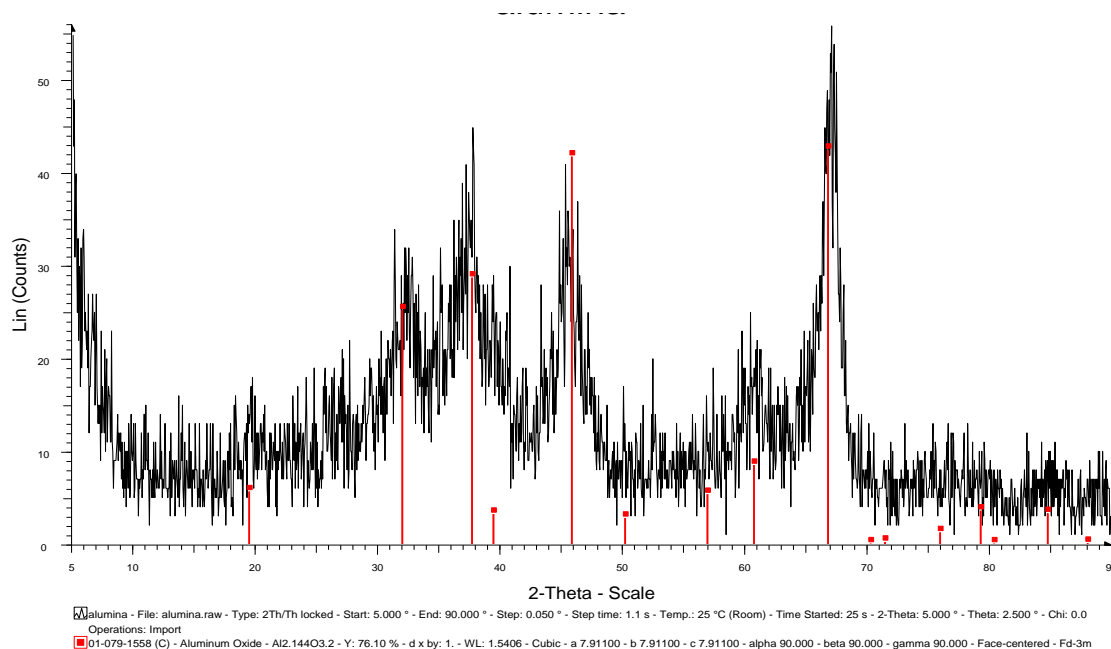


Figura 37.- Patrón de difracción de la alúmina.

Caracterización por análisis térmico diferencial:

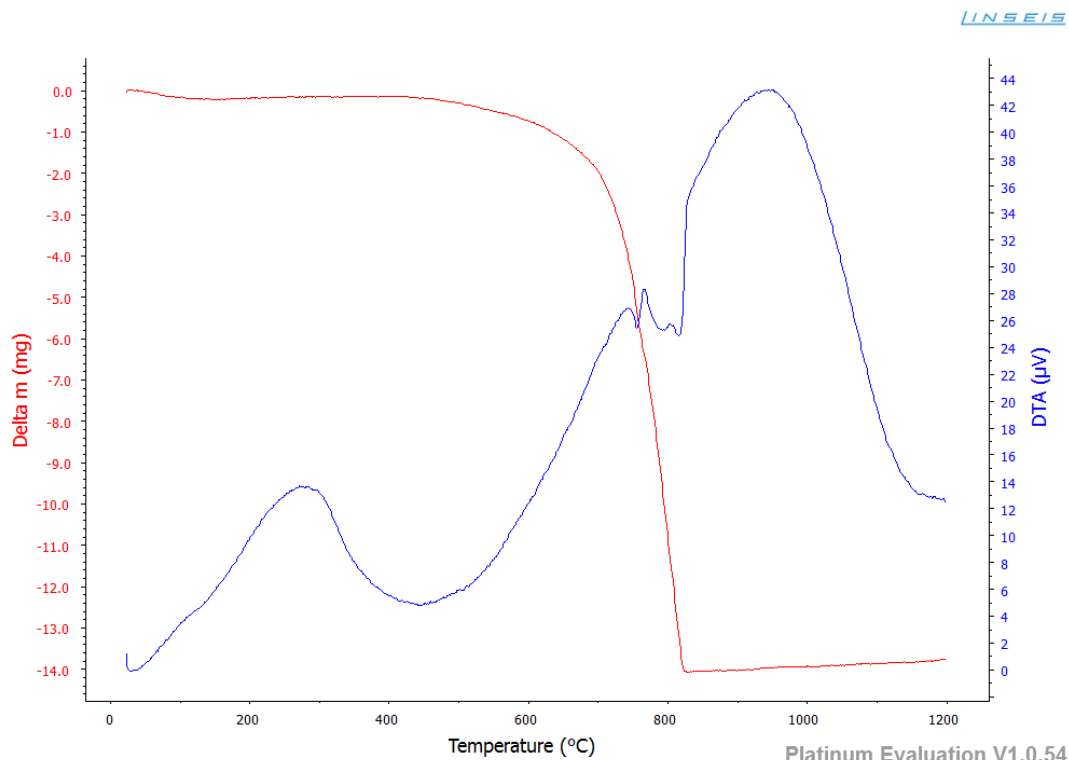


Figura 38.- Análisis térmico diferencial de la dolomita

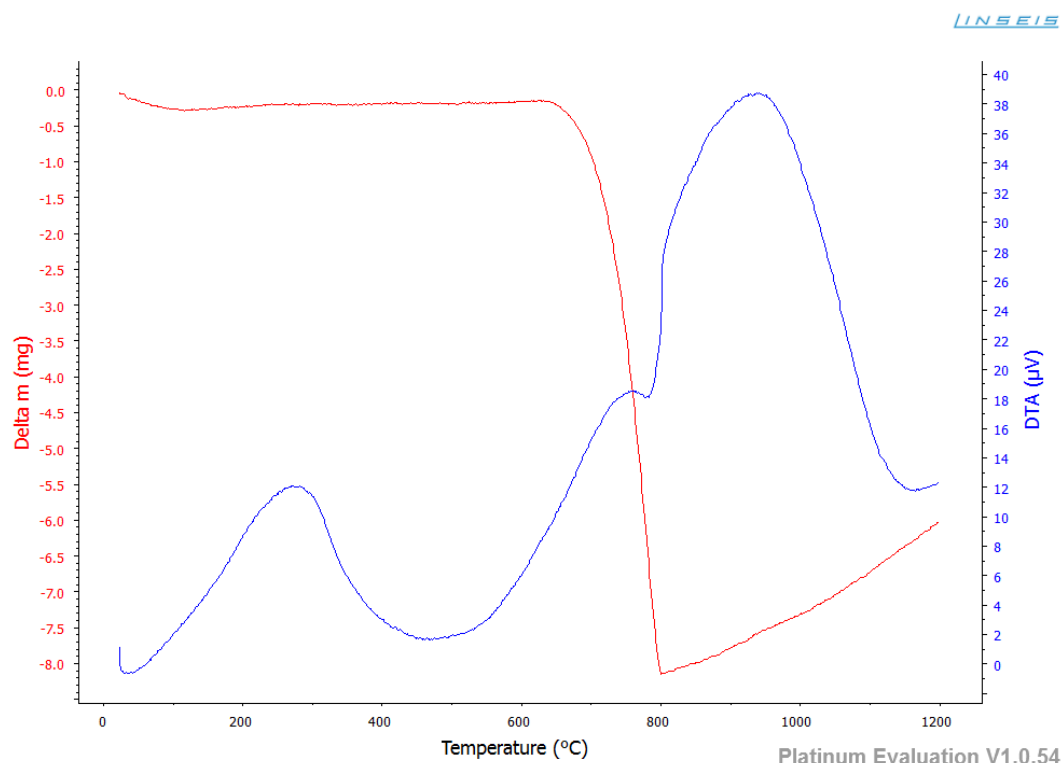


Figura 39.- Análisis térmico diferencial de la calcita molida.

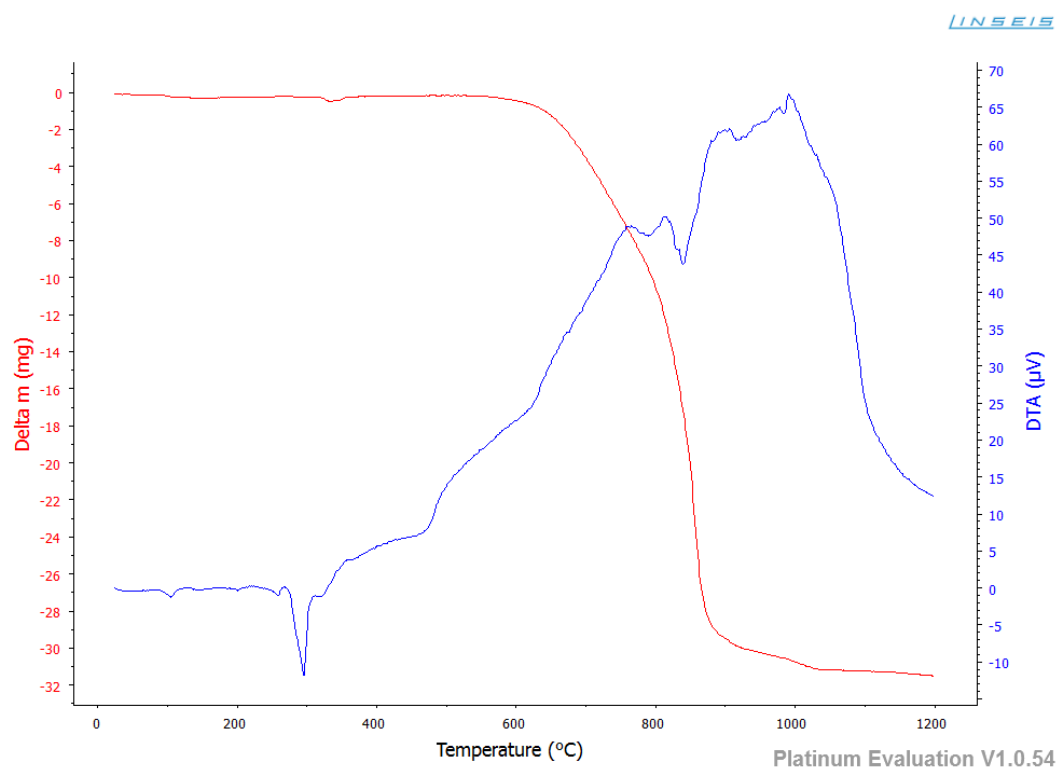


Figura 40.- Análisis térmico diferencial del nitrato de sodio.

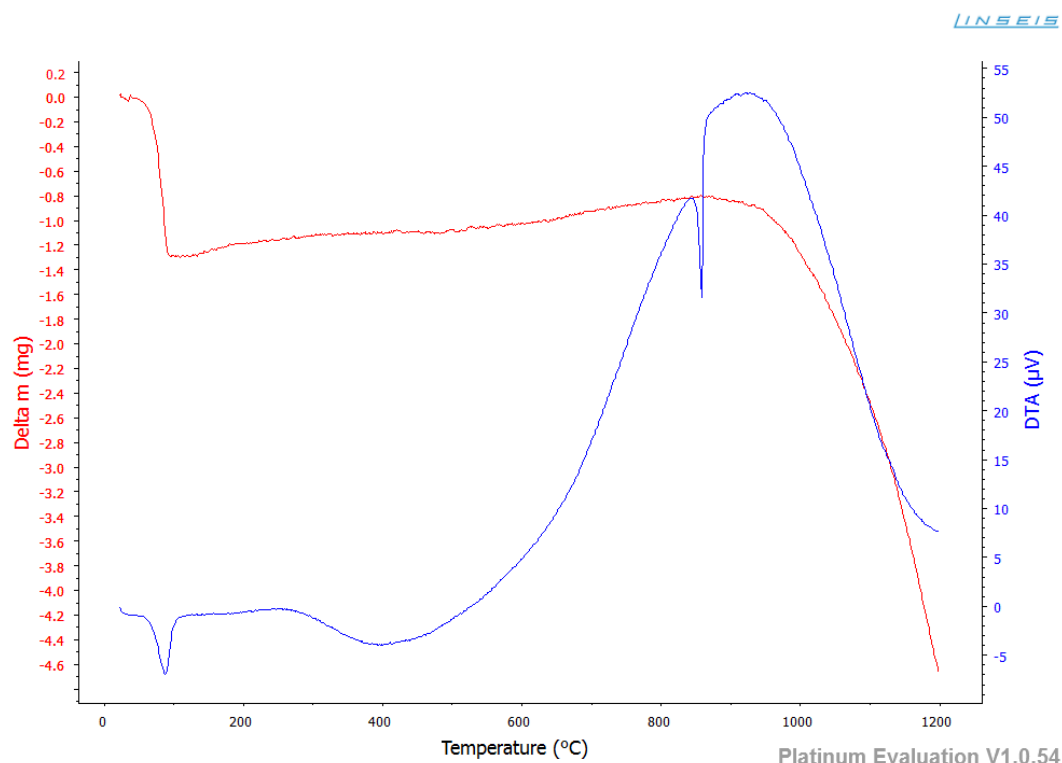


Figura 41.- Análisis térmico diferencial del carbonato de sodio.

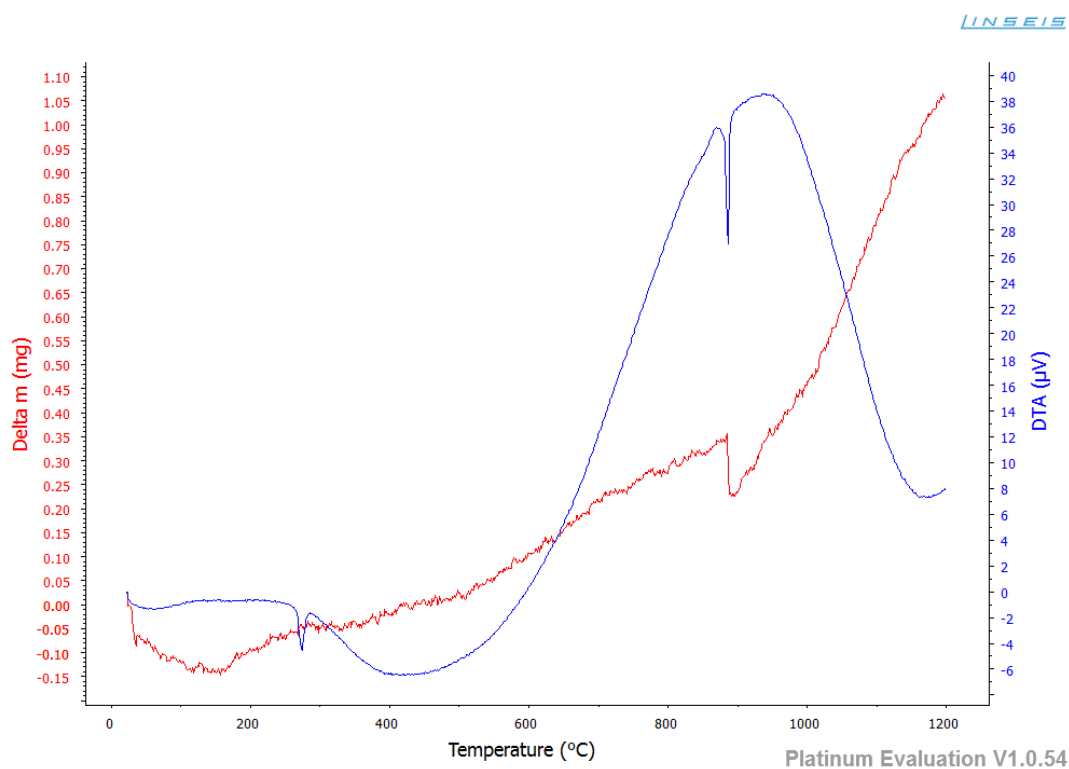


Figura 42.- Análisis térmico diferencial del sulfato de sodio

ANEXO D

Termografías de las superficies exteriores del horno

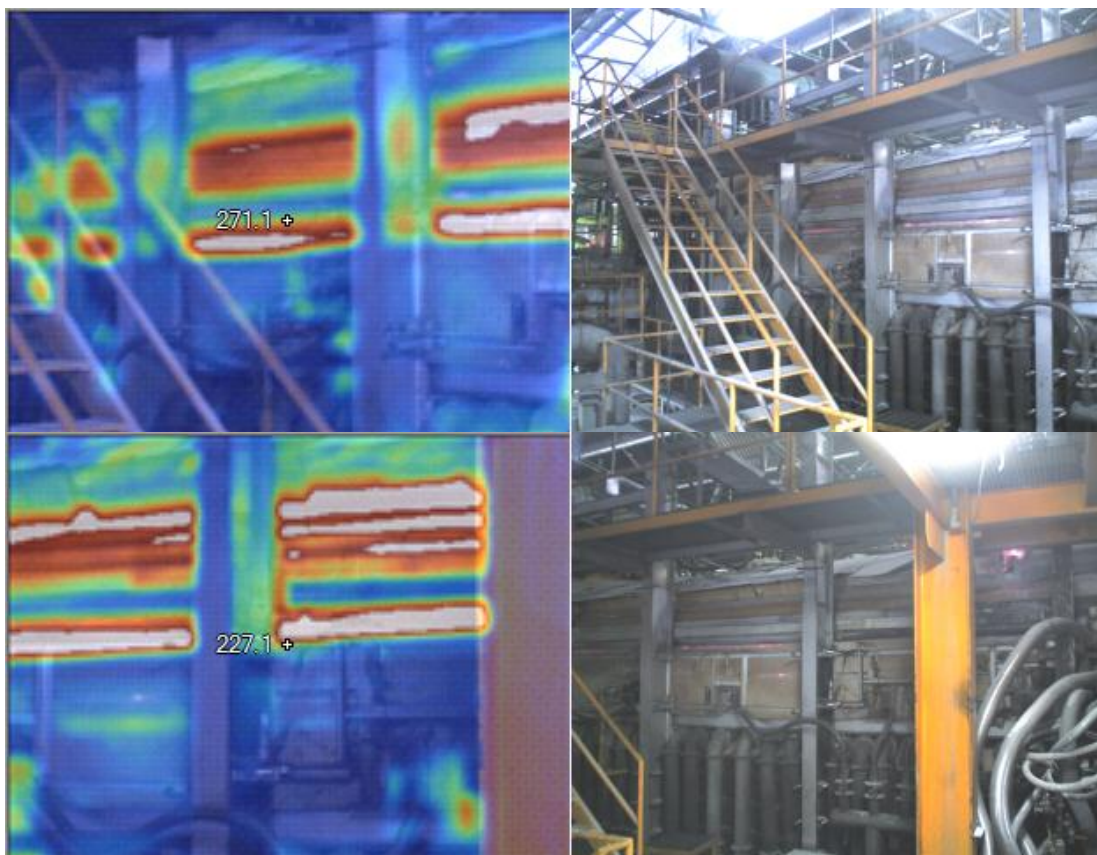


Figura 43.- Termografías del muro lateral norte del horno, temperaturas en °C

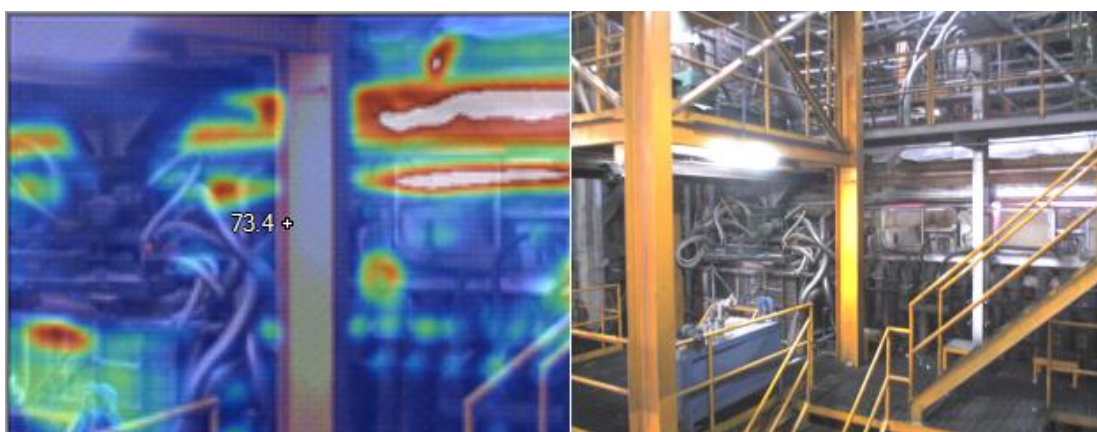


Figura 44.- Termografías del muro lateral sur del horno, temperaturas en °C

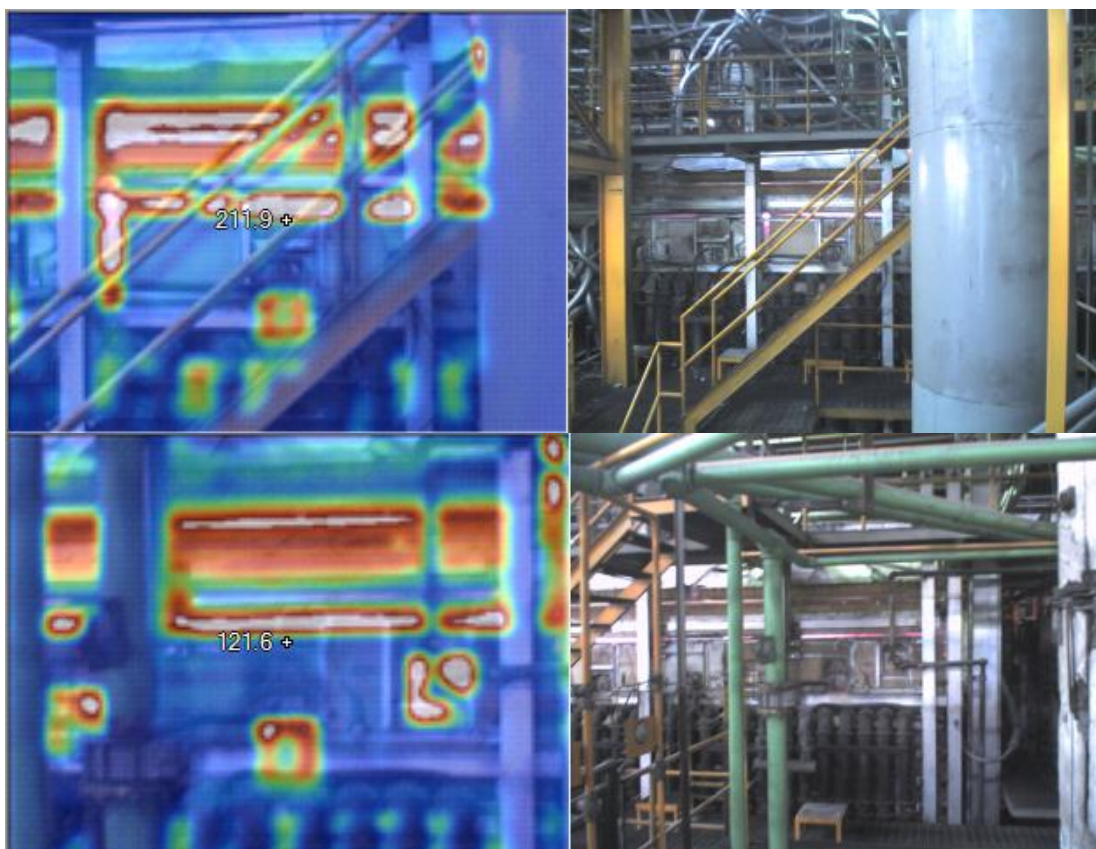


Figura 44.- Termografías del muro lateral sur del horno, temperaturas en °C

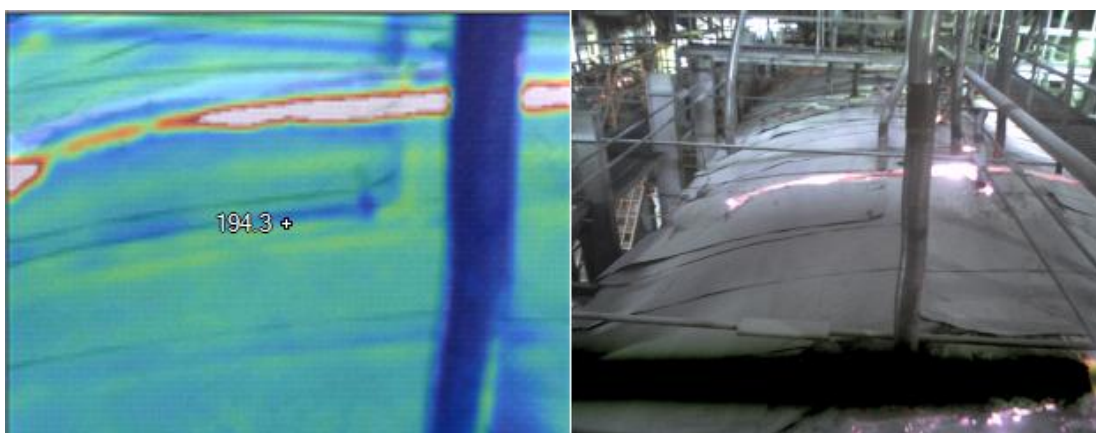


Figura 45.- Termografías de la bóveda del horno, temperaturas en °C

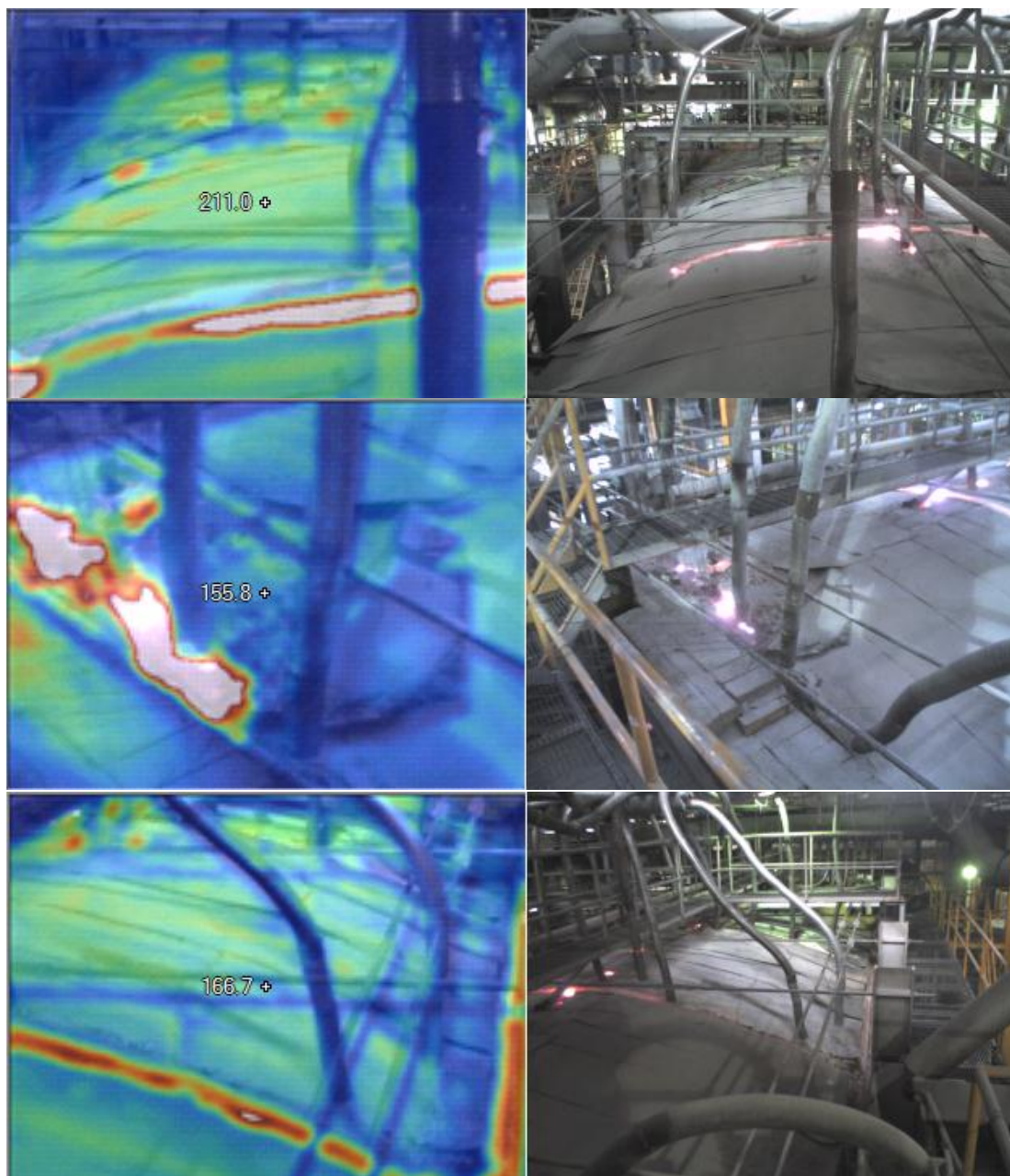


Figura 45.- Termografías de la bóveda del horno, temperaturas en °C.

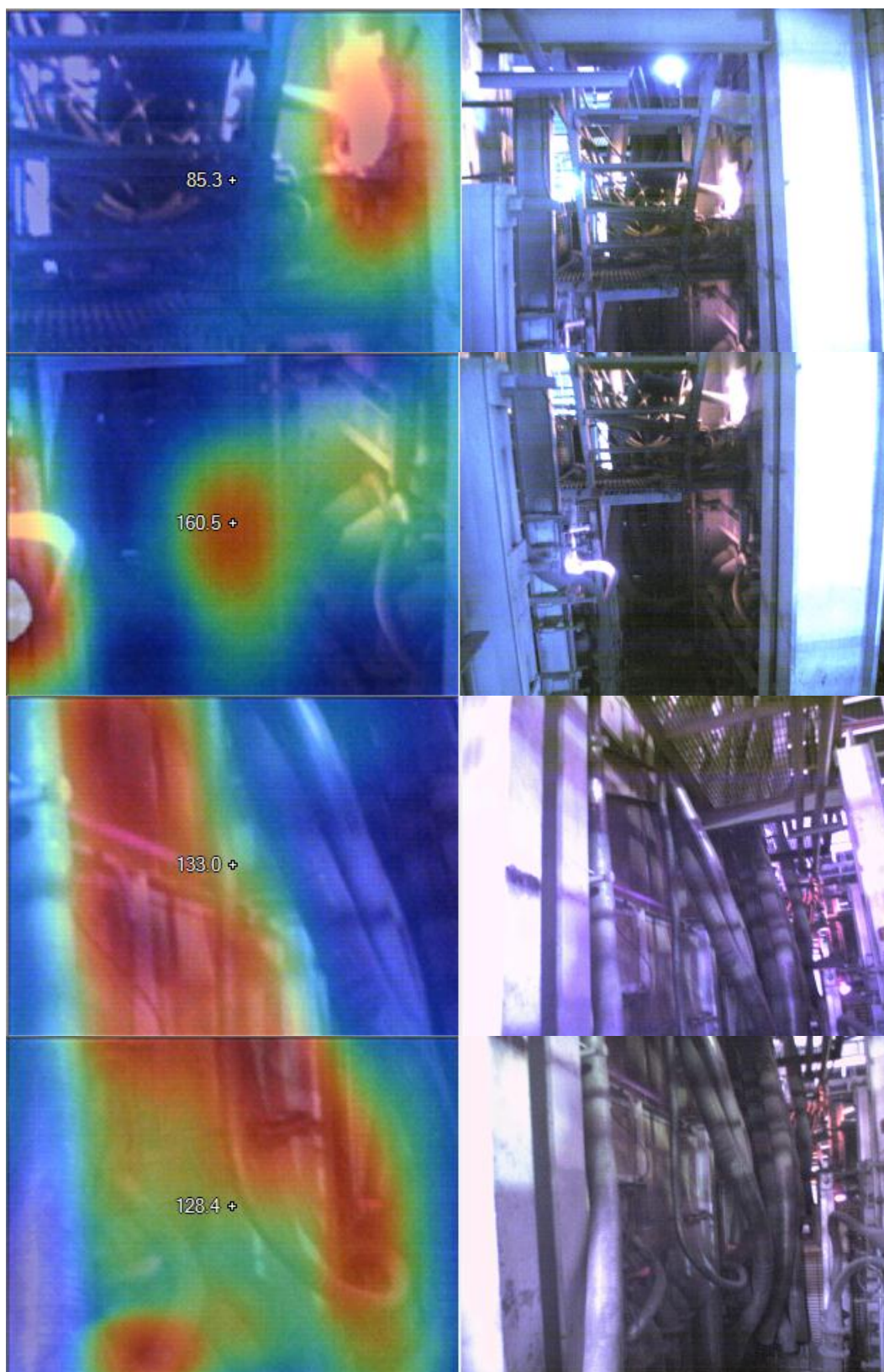


Figura 46.- Termografías del muro delantero del horno, temperaturas en °C.

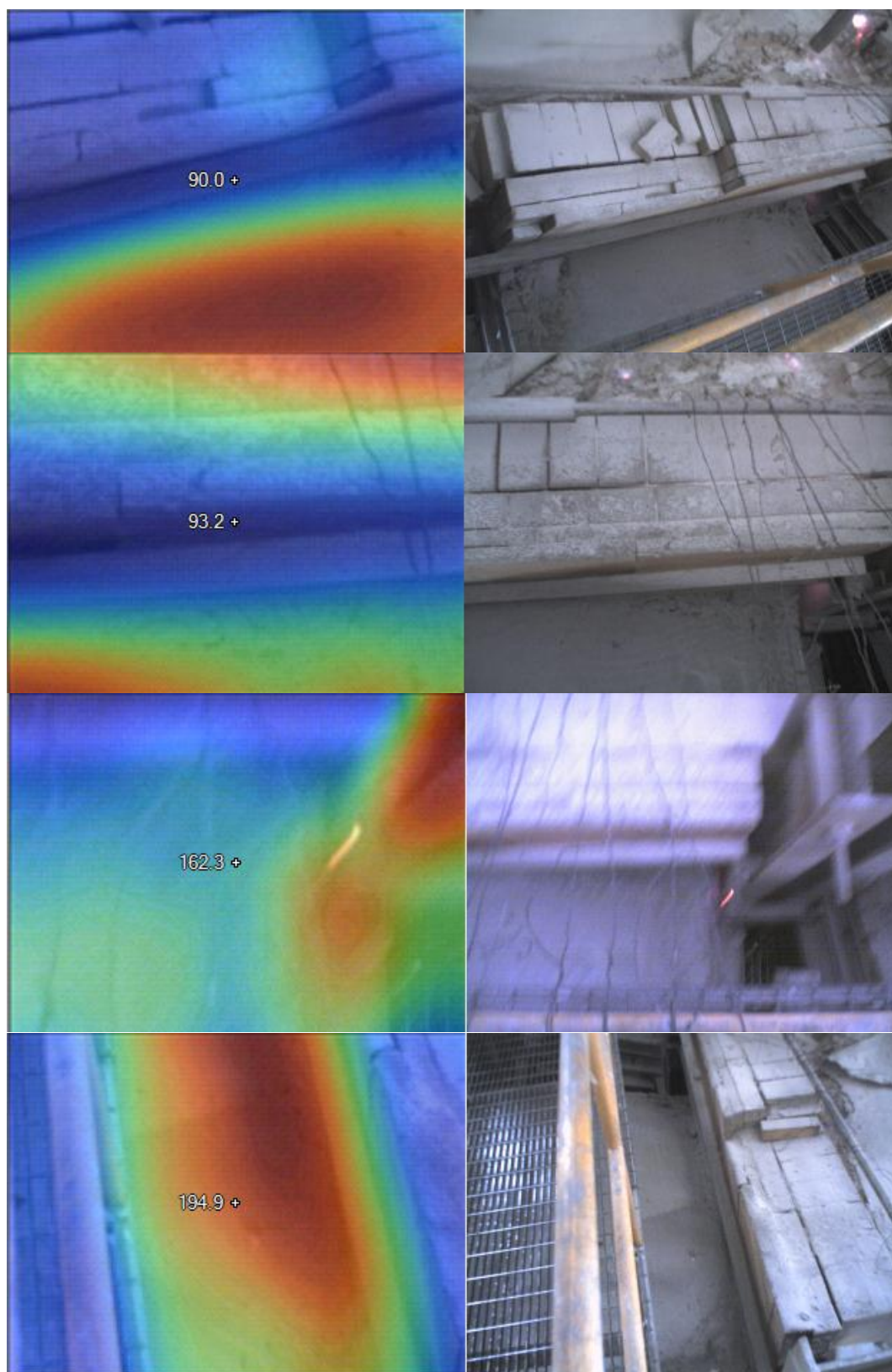


Figura 47.- Termografías del muro trasero del horno, temperaturas en °C.

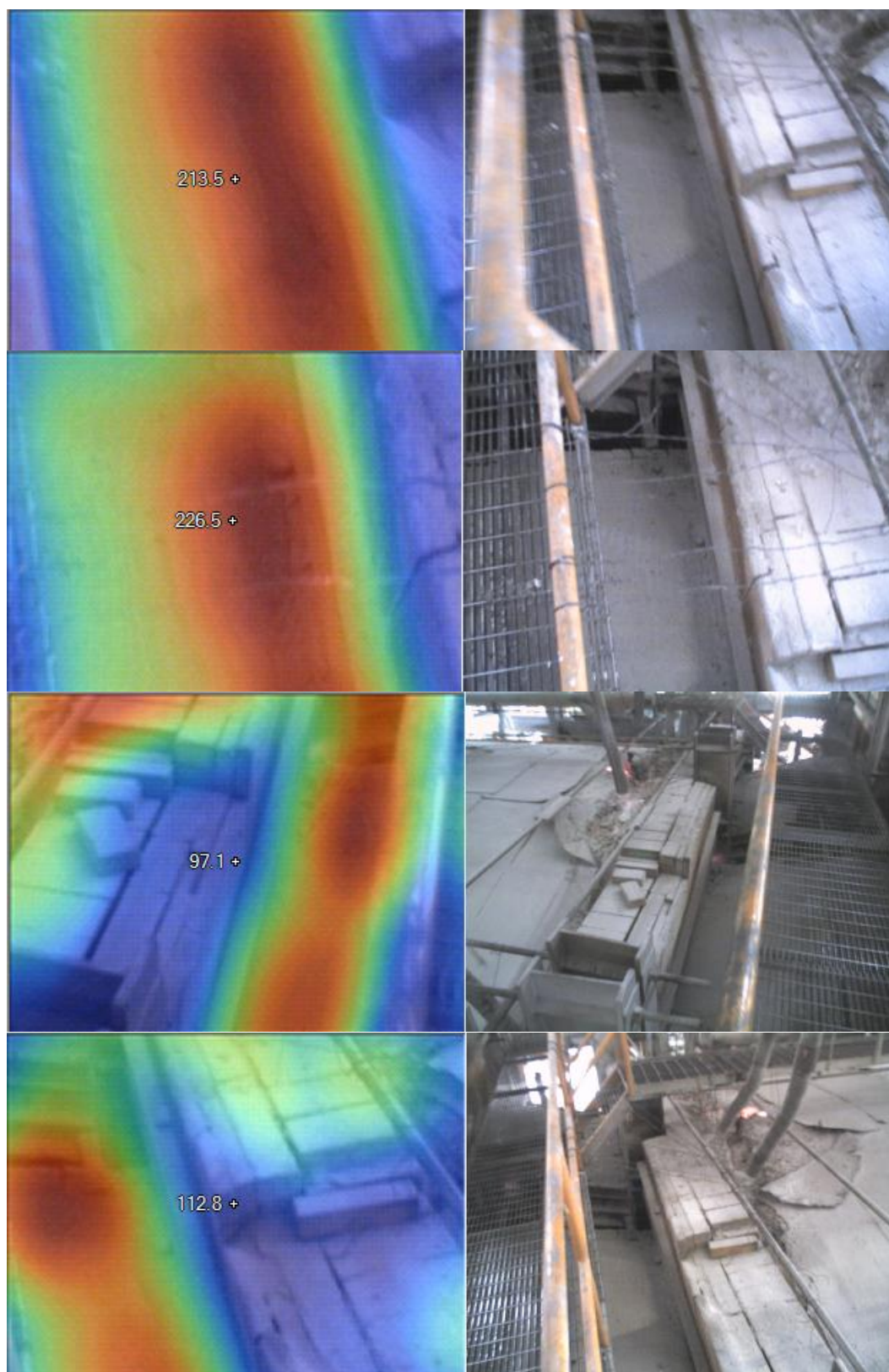


Figura 47.- Termografías del muro trasero del horno, temperaturas en °C.